

Theoretische und experimentelle Untersuchungen zur energetischen Nutzung landwirtschaftlicher Abfälle aus Vietnam

Dissertation

zur

Erlangung des akademischen Grades

Doktor-Ingenieur (Dr.-Ing.)

der Fakultät Maschinenbau und Schiffstechnik

der Universität Rostock

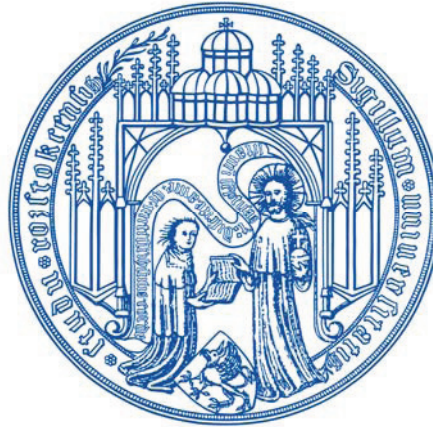
vorgelegt von

Dipl.-Ing. Nguyen Dinh Tung

geb. am 29. Juli 1974 in Ha Tay, Vietnam

Rostock, Mai 2009

urn:nbn:de:gbv:28-diss2009-0180-5



Theoretical and experimental Considerations for energetic Utilization of Biomass Residues from Vietnam

Dissertation

to attain the academic title

PhD

from the Faculty of Mechanical Engineering and Marine Technology
University of Rostock

Submitted by

Graduate Engineer Nguyen Dinh Tung

Born on 29 July 1974 in Ha Tay, Vietnam

Rostock, May 2009

urn:nbn:de:gbv:28-diss2009-0180-5

Als Dissertation genehmigt von der Fakultät für Maschinenbau und Schiffstechnik der
Universität Rostock:

Tag der Einreichung: 04.05.09

Tag der Verteidigung: 28.09.09

Permitted as dissertation by the University of Rostock, Faculty for Mechanical Engineering
and Marine Technology:

Submission date: 04.05.09

Defence date: 28.09.09

Gutachter (Expert reviewers)

1. Prof. Dr.-Ing. habil. Dieter Steinbrecht, Universität Rostock, Deutschland
2. Prof. Dr.-Ing. Bui Hai Trieu, Hochschule für Landwirtschaft Hanoi, Vietnam
3. Prof. Dr.-Ing. habil. Jürgen Karl, Technische Universität Graz, Österreich

Danksagung

Die vorliegende Dissertation entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Lehrstuhl für Umwelttechnik der Universität Rostock, Deutschland.

Für die Themenstellung der Arbeit, die stets gewährte Unterstützung, das entgegengebrachte Vertrauen, die vielen fruchtbaren Diskussionen und die Betreuung möchte ich mich ganz herzlich bei meinem Betreuervater Herrn **Prof. Dr.-Ing. habil. Dieter Steinbrecht**, Lehrstuhlinhaber Umwelttechnik, Universität Rostock bedanken.

Besonders herzlich möchte ich mich bei Herrn Prof. Dr.-Ing. Bui Hai Trieu der Hochschule für Landwirtschaft in Hanoi für die ganz freundliche Übernahme des Korreferats und seine wertvolle Unterstützung bedanken.

Weiter gilt mein Dank Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Jürgen Karl, Technische Universität Graz, Österreich für die freundliche Übernahme der Korreferate.

Herzlicher Dank gilt Herrn Prof. Dr. rer. nat. B. Sprenger für die Unterstützung bei der Inanspruchnahme des chemischen Labors.

Insbesondere allen Kolleginnen und Kollegen der Lehrstühle Umwelttechnik und Verfahrenstechnik/Biotechnologie Dr.-Ing. H.-J. Wolff, Dr.-Ing. R. Matzmohr, Dipl.-Ing. E. Backhaus, Frau B. Wegner, Frau K. Bartsch, Frau Vet.-Ing. U. Matzmohr, Dr.-Ing. F. Lange, Dipl.-Ing. J. Beu, Dipl.-Ing. H. Topp, Dipl.-Ing. M. Schiffner möchte ich meinen Dank für die Unterstützung bei der Durchführung der Testreihen, die stetige Diskussionsbereitschaft sowie die kooperative und kollegiale Arbeitsatmosphäre aussprechen, die meine Arbeit erleichtert und so angenehm gestaltet haben.

Ganz besonders möchte ich mich bei meinen Kollegen Herrn Dipl.-Ing. E. Backhaus und Dipl.-Ing. J. Beu für die Unterstützung bei der Durchführung der Experimente sowie das kompetente Korrekturlesen bedanken. Für die Hilfe bei der Vorbereitung und Bearbeitung der Brennstoffanalysen für die Experimente und die Analyse des Ascheschmelzverhaltens der Proben danke ich Frau K. Bartsch, Frau Dr. rer. nat. U. Schümann und Frau Dipl.-Chem. S. Berndt, Mitarbeiter des Kraft- und Schmierstofflabores (Univ. Rostock) sowie den Mitarbeitern des Labors im Kraftwerk Rostock. Ich danke Herrn Dipl.-Ing. T. Vincent (Univ. Rostock) und Dipl.-Ing. M. Betsch (FH Aachen) für die Begleitung der Experimente.

Bedanken möchte ich mich bei Prof. Dr. Bui Hai Trieu (Hochschule für Landwirtschaft in Hanoi), PD Dr.-Ing. habil. A. Nassour (Univ. Rostock) und Prof. Dr.-Ing. habil. C. Fürll (Institut für Agrartechnik Bornim e.V, Potsdam) sehr für ihre Hilfe als Gutachter für zwei in der Zeitschrift „CIGR-EJournal“ veröffentlichte Artikel.

Außerdem danke ich Power Oil GmbH Rostock, Euromar Fehrbellin, Thomas Loose & Thomas Wehling OHG Groß Helle für die Bereitstellung der Testbrennstoffe und meiner Familie für die Förderung/Sendung vietnamesischer Biomasse zur Analyse.

Weiterhin bedanke ich mich sehr bei der vietnamesischen Regierung und dem Ministerium für Bildung und Weiterbildung (Engl. MOET) für die finanzielle Unterstützung.

Nicht zuletzt danke ich ganz besonders meiner Familie, meinen Schwiegereltern, meiner Frau, meinem Sohn, meinen Geschwistern, meinem Schwager und meinen Freunden, die mir stets fördernd und unterstützend zur Seite standen und den Grundstein zum Erreichten gelegt haben!

Rostock, Mai 2009

Nguyen Dinh Tung

Kurzfassung der nachfolgenden Schrift

In den letzten Jahren streben tendenziell viele Länder danach, traditionelle Brennstoffe (Kohle, Erdöl, Erdgas usw.) durch Biomassequellen für die Erzeugung elektrischer Energie zu ersetzen, da sie sowohl zur Lösung der land- und forstwirtschaftlichen Abfallprobleme als auch zum Klimaschutz beitragen können. Landwirtschaftliche Abfälle (Reststoffe aus Biomasse) können als erneuerbarer, speicherfähiger Energieträger im Gegensatz zu Wind-, Solar-, und Wellenenergie zur elektrischen Grundversorgung beitragen und so die Stabilität eines Stromnetzes gewährleisten.

Vietnam ist ein landwirtschaftlich geprägtes Land mit einem hohen Biomassepotenzial durch landwirtschaftliche Reststoffe (Reisschalen, Reisstroh, Bagasse, Maniokstiele, Kokosnussschalen, Holzabfälle, Kaffeeschalen).

30 bis 40 % des vorhandenen Biomassepotenzials werden zurzeit in den Haushalten zum Kochen und zur Düngung der Pflanzen genutzt.

Das restliche derzeit ungenutzte Biomassepotenzial kann in Zukunft zur Energiequellen-Diversifizierung beitragen.

Eine Möglichkeit der Nutzung ist die Verbrennung in einer stationären Wirbelschichtfeuerungsanlage (SWSF). In der vorliegenden Arbeit werden theoretische und experimentelle Untersuchungen zur energetischen Nutzung von Agrarabfällen aus Vietnam und ähnlicher deutscher Biomasse in einer SWSF durchgeführt.

Die Abgase der Feuerung können als Wärmequelle für einen Dampfkraftprozess und für Wärmeverbrauchsanlagen (z.B. Trocknungsanlagen) genutzt werden.

Das Ziel der Experimente ist die Verbrennung vietnamesischer bzw. vergleichbarer Biomasse in einer SWSF zu untersuchen.

Die chemische Zusammensetzung, der Heizwert und die Feuerungstauglichkeiten der Brennstoffe werden untersucht. Dabei wird im Besonderen auf die entstehenden Emissionen und die Möglichkeit der Wärmeauskopplung sowie den Anlagenwirkungsgrad eingegangen.

Mit einem theoretischen Modell wird die thermische Verwertung der Brennstoffe bei unterschiedlichen Temperaturen berechnet und validiert.

Dazu werden die Ergebnisse des theoretischen Modells mit den experimentellen Daten verglichen, z. B.: die O_2 -Konzentration im Abgas, die Wirkung der Wärmeauskopplung auf die O_2 -Konzentration im Abgas, der Einfluss der O_2 -Konzentration im Abgas auf die Abgasemissionen.

Die Modellierung umfasst dabei die Prozesse der Verbrennung, des Dampfkraftprozesses und der Flugstromtrocknung von Maniokstärke und Maniokgrobstoff.

Das Modell basiert auf der Wärmezufuhr der Module. Die Energiebilanz der Anlage kann automatisch für variablen Wärmeverbrauch der KWK-Anlage oder verschiedene Brennstoffe berechnet werden. Das Modell kann zur Optimierung des Gesamtprozesses verwendet werden.

Die Modellberechnungen zeigen ebenfalls wie die Verbrennungstemperatur, die Temperatur der rezirkulierenden Abgase, das Verhältnis des rezirkulierenden Abgases und insbesondere die verfügbare Sauerstoffkonzentration, unter Beachtung der Brennstoffeigenschaften, den Verbrennungsprozess beeinflussen.

Die Versuchsergebnisse der Rohglycerinverbrennung bei Entschwefelung mit Additiv Ca(OH)_2 in der SWSF zeigen, dass eine Verbrennung von Rohglycerin im Dauerbetrieb bei einer zulässigen Wirbelschichttemperatur von 750 °C möglich ist.

Rohglycerin entsteht sowohl bei der Biodieselproduktion aus Rapsöl als auch beim Einsatz von Palmöl. Die Ergebnisse der experimentellen Tests mit Rohglycerin lassen sich vollständig auf die Nutzung von Rohglycerin aus Palmöl (z.B. in Vietnam) übertragen.

Die Ergebnisse zeigen, dass die primäre Methode zur Entschwefelung durch Herstellung einer Suspension (Slurry) aus Rohglycerin und handelsüblichem Löschkalk (Ca(OH)_2) problemlos realisierbar ist.

Die Ergebnisse der Rohglycerinverbrennung bei Wirbelschichttemperaturen ($T_{\text{WS}} = 750 \text{ °C}$) mit Ca(OH)_2 -Additiv zeigen, dass der Löschkalk nicht nur wirksam zur Schwefeleinbindung genutzt wurde, sondern auch zur Minderung der CO-Emissionen geführt hat (s. Abb. 5.10).

Die unter den vorstehenden Bedingungen entstehenden abgasseitigen Emissionen von CO, NO_x und SO_2 liegen innerhalb des gesetzlichen Rahmens.

Auch wurden die Brennstoffe ohne Wärmeauskopplung aus dem Bettmaterial verbrannt. Die Abgasemissionen des Verbrennungskonzeptes ohne Wärmeauskopplung wurden mit den Abgasemissionsgrenzwerten der TAL-02 verglichen. Weiter wurden Tests mit unterschiedlich hoher Wärmeauskopplung durch Hochtemperatur-Wärmeübertrager durchgeführt.

Die Testergebnisse des Verbrennungskonzeptes mit Wärmeauskopplung haben gezeigt, dass die Wärmeauskopplung einen starken Einfluss auf die $\text{O}_{2,\text{tr}}$ -Konzentration im Abgas hat. Bei der höchsten Wärmeauskopplung wurde die geringste Sauerstoffkonzentration im Abgas erreicht. Damit steht für die NO_x -Bildung wesentlich weniger O_2 zur Verfügung und erklärt die niedrige NO_x -Konzentration im Abgas.

Der SWSF-Prozess ist sehr gut geeignet, um landwirtschaftliche Abfälle thermisch zu verwerten. In Zukunft sollte in Vietnam die gekoppelte Produktion von thermischer und elektrischer Energie besondere Beachtung erhalten.

Abstract

Many countries are striving to replace traditional fossil fuels (coal, oil, gas etc.) with biomass sources for electricity generation. This can help to solve the problems of agricultural and silvicultural waste utilization and contributes to climate protection.

Agricultural wastes (biomass residues) is a renewable and storable energy source which can, in contrast to wind, solar and wave energy, contribute to electrical base supply and thus improve the stability of the power supply system.

Vietnam is a rural agricultural land with a high biomass potential, predominantly agricultural residues such as rice husk, rice straw, bagasse, cassava residue, coconut shell, rubber wood and coffee husk.

Of the existing biomass potential 30 to 40% is used as fuel for domestic stoves or as fertilizer. The available unused biomass potential could in future contribute to energy source diversification.

One possibility for Biomass utilization is the combustion in a stationary fluidized bed combustor (SFBC) plant. In this paper the theoretical and experimental considerations for energetic utilization of biomass residues from Vietnam and similar German biomass are investigated.

The combustion flue gas can be utilized as an energy source for a steam process and for heat consumption plants (e.g. for drying systems).

The goal of the experiments is to assess the combustion capability of Vietnamese biomass for a SFBC reactor by comparison with German biomass.

The chemical composition, the net calorific value and the combustion suitability of the fuels are investigated. Especially flue gas emissions abatement, the possibility of heat extraction and increasing the plant efficiency are discussed.

With a theoretical model the thermal conversion of the fuels is calculated and validated for different temperatures.

The results of the theoretical model are compared with the experimental data, e.g. the O_2 -concentration in the flue gas, the effect of the heat extraction on the O_2 -concentration in the flue gas and the influence of the O_2 -concentration on the exhaust emissions.

The model deals with the processes of combustion, the steam-power-cycle and the pneumatic drying of the cassava starch and cassava reject.

The model is based on the heat input of the modules. The energy balance of the plant can be calculated automatically for a variable heat consumption of the CHP-plant and for different fuels. The model can be used to optimize of the over all process.

The model calculations shows how the combustion temperature, the parameters of the flue gas recirculation, the ratio of the flue gas recirculation and especially the available O_2 -concentration under consideration of the fuel properties affect the combustion process.

The test results of the raw-glycerin combustion, and desulphurization with the additive $Ca(OH)_2$ in the SFBC, show that the continuous combustion of raw glycerin is possible at the permitted fluidized bed operation temperature of 750 °C.

Raw-glycerin arises as a byproduct of biodiesel production i.e. by utilization of rapeseed oil

or palm-oil. Therefore the results of experimental tests with rapeseed oil derived raw-glycerin can be transferred fully to the combustion of raw-glycerin from palm-oil (e.g. in Vietnam).

The results show that primary desulphurization, by producing a slurry suspension from raw-glycerin and calcium hydroxide ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), is effective and easily realized.

The results of the raw glycerin combustion test at temperatures in the fluidized bed ($T_{\text{FB}} = 750\text{ }^\circ\text{C}$) with $\text{Ca}(\text{OH})_2$ -additive show that the calcium hydroxide is not only efficient for SO_2 abatement but also reduces the CO-emissions.

Under these conditions the main gaseous emissions (CO , NO_x and SO_2) are kept under the regulation limits.

For comparison the fuels were also combusted without heat extraction from the bed. The flue gas emissions without heat extraction were compared with the German emissions limit (TAL-02). Further tests with different levels of heat extraction from the bed in a high-temperature heat exchanger were performed.

The test results of the combustion concept with heat extraction show, that the heat extraction has a strong influence on the $\text{O}_{2,\text{dr}}$ -concentration in the flue gas. At the highest heat extraction the lowest O_2 -concentration in flue gas was achieved. This can be explained by the considerably lower O_2 availability for the NO_x -generation and therefore lower NO_x -concentration in the flue gas were achieved.

The SFBC-process is very well suited for the utilization of agricultural waste for heat recovery. In future in Vietnam the coupled production of thermal energy and electricity should receive special attention.

Inhalt

Abbildungen.....	vi
Tabellen	ix
Symbole	xi
Abkürzungen.....	xvii
 1. Einleitung	 1
 2. Potenzial-, Situation- und Technologieanalyse zur energetischen Nutzung von Agrarabfällen.....	 4
2.1. Situation zur möglichen energetischen Nutzung von Biomassen in Vietnam.....	4
2.1.1 Situationsanalyse zur energetischen Nutzung von landwirtschaftlichen Abfällen (Biomasse) in Vietnam	5
2.1.2 Energiepotenzial von landwirtschaftlichen Abfällen (Biomasse) in Vietnam	8
2.2 Grundlagenuntersuchungen mit ausgewählten ähnlichen Materialien.....	11
2.2.1 Biomassequellen in Deutschland und ausgewählte ähnliche Materialien für die Tests	11
2.2.2 Vergleich physikalischer und chemischer Eigenschaften von landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam mit ähnlichem Material in Deutschland.....	12
2.2.2.1 Physikalische und chemische Eigenschaften von landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam	13
2.2.2.2 Physikalische und chemische Eigenschaften von Biomasse in Deutschland	13
2.2.3 Vergleich der Heizwerte von Biomassematerialien aus Deutschland mit landwirtschaftlichen Abfällen aus Vietnam.....	14
2.3 Gegenwärtig genutzte Technologien zur energetischen Nutzung von landwirtschaftlichen Abfällen (Biomasse) in Vietnam.....	15
2.4 Auswahl des Verfahrens zur Energienutzung.....	18
2.4.1 Auswahlkriterien für Brennstoffe	18
2.4.2 Auswahlkriterien für den Apparat / das Verfahren	19
 3. Grundlagen der Wirbelschichttechnik.....	 22
3.1 Prinzip der Wirbelschicht.....	22
3.1.1 Grundprinzip und Betriebsdiagramm einer Wirbelschicht	22
3.1.2 Wirbelbedingungen.....	24

3.1.3	<i>Lockerungspunkt</i>	26
3.1.4	<i>Ausdehnungsverhalten und Austragspunkt</i>	26
3.1.5	<i>Einordnung der Wirbelschicht und Förderung in das Zustandsdiagramm</i>	27
3.2	<i>Gas/Feststoff-Wirbelschichten</i>	28
3.2.1	<i>Blasenbildende Wirbelschichten</i>	28
3.2.2	<i>Vorteile und Nachteile der Gas/Feststoff-Wirbelschichten</i>	31
3.3	<i>Technische Wirbelschichtfeuerung</i>	31
3.4	<i>Wärmeübertragung in Wirbelschichten</i>	34
3.5	<i>Wirbelschichtfeuerung in Verbindung mit einem Wärmeübertrager / (Dampferzeuger)</i>	36
4.	<i>Dimensionierung einer SWSF mit Kraft-Wärme-Kopplungsanlage für vietnamesische Biomasse</i>	38
4.1	<i>Theoretische Berechnung des Verbrennungsprozesses</i>	38
4.1.1	<i>Grundlagen der Verbrennung fester Brennstoffe</i>	38
4.1.2	<i>Verbrennungsrechnung</i>	39
4.2	<i>Erstellung eines Modells zu den anlagentechnischen Grundlagen zur energetischen Nutzung von Agrarabfällen (Restbiomasse) in Vietnam</i>	42
4.2.1	<i>Modellierung eines technologischen Diagramms einer SWSF mit Kraft- Wärme-Kopplungsanlage</i>	42
4.2.1.1	<i>Beschreibung des Modells einer SWSF mit Kraft-Wärme-Kopplungsanlage</i>	42
4.2.1.2	<i>Aufgabe der KWK- Anlagen</i>	43
4.2.2	<i>Grundlagen der Berechnung des Systems zur Stromerzeugung</i>	44
4.2.2.1	<i>Grundkonzept der Dampfkraftanlage</i>	44
4.2.2.2	<i>Analyse eines einfachen ideale Dampfkraftprozesses</i>	44
4.2.2.3	<i>Berechnungsergebnisse</i>	45
4.2.3	<i>Flugstromtrocknungssysteme von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen</i>	50
4.2.3.1	<i>Charakterisierung des Trocknungsmaterials</i>	50
4.2.3.2	<i>Grundlagen der Flugstromtrocknung, Wirkungsweise und Anwendungsgebiet der Flugstromtrockner</i>	51
4.2.3.3	<i>Berechnungen zur Flugstromtrocknung von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen</i>	53
4.2.3.4	<i>Berechnungsergebnisse</i>	57
4.3	<i>Berechnung des Verbrennungssystems für landwirtschaftliche Abfälle in der WSF</i> ..	58
4.4	<i>Untersuchungen und Optimierung eines KWK-Prozesses</i>	60

5.	Experimentelle Untersuchungen an der Wirbelschichtfeuerungsanlage.....	66
5.1.	<i>Wirbelschichtanlage zur Verbrennung von Biomasse.....</i>	66
5.1.1	<i>Stationäre Wirbelschichtfeuerung (SWSF) an der Universität Rostock.....</i>	66
5.1.2	<i>Messanlage und –verfahren an der Universität Rostock.....</i>	68
5.2	<i>Zu den Versuchen genutzte Biomassen.....</i>	71
5.2.1	<i>Auswahl des Versuchsbrennstoffs.....</i>	71
5.2.2	<i>Physikalische und chemische Eigenschaften sowie Heizwert von Versuchsmaterialien.....</i>	72
5.3	<i>Experimentelle Ergebnisse.....</i>	74
5.3.1	<i>Verbrennungskonzept ohne Wärmeauskopplung.....</i>	74
5.3.1.1	<i>Verbrennung von Rohglycerin</i>	76
5.3.1.2	<i>Verbrennung von RE, Mischbrennstoff (80 % RE u. 20 % Hanfschäben), Strohriketts, Hanfschäbenriketts und Kakaoschalenriketts.....</i>	80
5.3.2	<i>Verbrennungskonzept in Verbindung mit Wärmeauskopplung aus dem fluidisierten Bett durch einen Wärmeübertrager</i>	83
5.3.2.1	<i>Verbrennung von RE.....</i>	85
5.3.2.2	<i>Verbrennung unterschiedlicher Biomasse</i>	88
5.4	<i>Analyse der Aschecharakteristik und Charakteristik des Zyklonstaubs aus Biomassefeuerungen</i>	98
6.	Schlussfolgerungen aus den Untersuchungen und Ausblick.....	102
Anhang 1.....	A-1	
Anhang 2.....	A-5	
Anhang 3.....	A-17	
Quellen.....	Q-1	

Abbildungen

Abbildung 2.1.	Regionen mit großem Biomasse-Potenzial in Vietnam: Quelle /10/	5
Abbildung 2.2.	Die Biomasseenergie kann fossile Energieträger ersetzen /9/	10
Abbildung 2.3.	Abwind-Reisschalen-Feuerung /22/	16
Abbildung 2.4.	Biomasseofen mit zylindrischer Brennkammer /23/	16
Abbildung 2.5.	Ofen zur Verbrennung von Reisschalen /24/	17
Abbildung 2.6.	Biomasseofen zur Kaffeetrocknung /25/	17
Abbildung 2.7.	Biomasseofen für die Fußboden- / (Flachrost) Trocknungsanlage	17
Abbildung 2.8.	Abfallentsorgung in Vietnam 2006, Quelle: /27 & */	19
Abbildung 3.1.	Prinzipieller Druckverlustverlauf beim Übergang zwischen Schütttschicht, Wirbelschicht und pneumatischer Förderung /8,36,39/	23
Abbildung 3.2.	Kräftegleichgewicht am Wirbelbett /37,41/	25
Abbildung 3.3.	Darstellung des Lückengrades im Festbett /8,37,42/	25
Abbildung 3.4.	Kräftegleichgewicht am ideal angeströmten Einzelpartikel /41/	26
Abbildung 3.5.	Wirbelschicht und Förderung im Zustandsdiagramm nach Reh /46,48/ ..	28
Abbildung 3.6.	Abgrenzung der Schüttguttypen im GELDART /49/ - Diagramm, Grenzlinien nach MOLERUS /50/, /51/	29
Abbildung 3.7.	Einzelblase mit Blasengasverteilung und Druckverlauf /55/	30
Abbildung 3.8.	Wirbelschichtfeuerungsprozess /57/	32
Abbildung 3.9.	Stationäre Wirbelschichtfeuerung /8/	32
Abbildung 3.10.	Verfahrenstechnische Einordnung der WSF /58/	32
Abbildung 3.11.	Schematische Darstellung des Wirbelschichtteils des untersuchten Dampferzeugers mit Anordnung der Heizflächen /65,66/	36
Abbildung 3.12.	SWSF in Verbindung mit Wärmeauskopplung aus dem fluidisierten Bett und integriertem Dampfkraftprozess /8,67/	37
Abbildung 4.1.	Feuchtes und trockenes Abgasvolumen in Abhängigkeit vom Luftverhältnis /71/	41
Abbildung 4.2.	Schematische Darstellung der KWK-Anlage mit SWSF zur Nutzung von landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam /5/	42
Abbildung 4.3.	Technologisch-schematische Darstellung der Kombination zwischen WSF mit Dampfkraftwerk und Trocknungsprozess für Maniokstärke und Maniokabfälle /5/	43
Abbildung 4.4.	Diagramm (T, s) (links) und (h, s) (rechts) des „Clausius-Rankine- Cycle“	44
Abbildung 4.5.	Entspannung des Dampfes realer und adiabater Prozess /5/	47
Abbildung 4.6.	Schematische Darstellung, Rechenergebnisse und technologische Parameter des idealen Dampfkreisprozesses auf 0,15 bar absolut, 54 °C /5,73/	49
Abbildung 4.7.	Rechenergebnisse für isentropische und reale Expansion in der Dampfturbine dargestellt im h, s-Diagramm /5,73/	49

Abbildung 4.8.	Rechenergebnisse für Isentrope, Isobare-Isotherme, Isobare und reale Expansion in der Dampfturbine dargestellt im T, s- Diagramm /5,73/.....	50
Abbildung 4.9.	Maniokpflanzen und -knollen /80/.....	51
Abbildung 4.10.	Darstellung des Prinzips der Trocknungsanlage für Maniokstärke /5/ ...	52
Abbildung 4.11.	Schema der Energiebilanz des Trocknungssystems mit vier Strömungen /5/.....	53
Abbildung 4.12.	Graphische Lösung des Trocknungsprozesses mit dem Mollier- h, x- Diagramm /5/.....	56
Abbildung 4.13.	Diagramm, Schnittstelle zeigt die Ergebnisse des Modells der KWK-Anlage.....	60
Abbildung 4.14.	Schema für die Energiebilanz der Module des KWK-Systems /5/.....	60
Abbildung 4.15.	Relation zwischen der Temperatur der Anlage und der Nutzwärme $Q = f(T)$ am Beispiel TWS = 835 °C	63
Abbildung 5.1.	Technologisches Diagramm einer SWSF am LUT /21/.....	67
Abbildung 5.2.	Foto der SWSF -Testanlage am LUT /15/.....	67
Abbildung 5.3.	Die Systeme zur Messung und Bestimmung der Gasbestandteile im Abgas und zur Gasanalyse am LUT /4/.....	69
Abbildung 5.4.	Strukturbild einer Regelung (Regelkreis)/87/ und Benennung der Regelungskomponenten für die SWSF am LUT.....	70
Abbildung 5.5.	Online-Datenergebnisse der SWSF nach Messung und Verarbeitung /4,8/.....	71
Abbildung 5.6.	Fotos von Biomasse-Brennstoffen: Biomassen aus Deutschland: (a - RE, b - Hanfschäben, c - Kakaoschalen, d - Rohglycerin) und Biomassen aus Vietnam (e - Reisschalen, f - Kokosnussschalen, g - Maniokstiele, h - Bagasse, i - Kaffeeschalen)	72
Abbildung 5.7.	Analyse der chemischen Eigenschaften von Biomassebrennstoffen.....	72
Abbildung 5.8.	Fotos der Brennstoffe für die Versuche ohne Wärmeauskopplung: a - Mischbrennstoff, b - Strohbricketts, c - Hanfschäbenbricketts und d - saubere Kakaoschalenbricketts.....	74
Abbildung 5.9.	Fotos: Rohglycerin (a), staubförmiger Löschkalk (b), Suspension Rohglycerin/ Löschkalk (c).....	76
Abbildung 5.10.	Gesamtdiagramm der Betriebspunkte des Verbrennungsprozesses von Rohglycerin.....	77
Abbildung 5.11.	Emission der Abgase im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($O_{2tr,Bezug} = 11\%$)	78
Abbildung 5.12.	Einfluss des $Ca(OH)_2$ -Mengenanteils im Rohglycerin auf die CO, NO _x , SO ₂ -Emissionen.....	79
Abbildung 5.13.	Gesamtdiagramm der Betriebspunkte des Verbrennungsprozesses von Rapsextraktionsschrot, Mischbrennstoff und Strohbricketts.....	80
Abbildung 5.14.	Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($O_{2tr, Bezug} = 11\%$).....	81

Abbildung 5.15.	Fotos der Brennstoffe für den Versuch mit Wärmeauskopplung: a - Mischbrennstoffbriketts 1, b - Mischbrennstoffbriketts 2 und c - verschmutzte Kakaoschalenbriketts	83
Abbildung 5.16.	Wärmeübertrager zur Wärmeauskopplung über Bettheizfläche in der SWSF	85
Abbildung 5.17.	Gesamtdiagramm der Betriebspunkte des Verbrennungsprozesses mit WÜ	85
Abbildung 5.18.	Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($O_{2tr,Bezug} = 11\%$).....	86
Abbildung 5.19.	Wirkung der Wärmeauskopplung auf die $O_{2,AG,tr}$ -Konzentration im Abgas..	87
Abbildung 5.20.	Messwerte (bezogen auf 11 % O_2) zum Einfluss der O_{2tr} -Konzentration im Abgas auf die CO, NO_x , SO_2 -Emissionen.....	88
Abbildung 5.21.	Betriebsphase für RE und Mischbrennstoff.....	89
Abbildung 5.22.	Diagramm der Betriebspunkte des Testprozesses Mix 1 u. Mix 2.....	90
Abbildung 5.23.	Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02.....	91
Abbildung 5.24.	Wirkung der Wärmeauskopplung auf die $O_{2,AG,tr}$ -Konzentration im Abgas	92
Abbildung 5.25.	Messwerte (bezogen auf 11 % O_2) zum Einfluss der O_{2tr} -Konzentration im Abgas auf die CO, NO_x -Emissionen.....	93
Abbildung 5.26.	Diagramm der Betriebspunkte des Testprozesses für saubere Kakaoschalenbriketts	95
Abbildung 5.27.	Diagramm der Betriebspunkte des Testprozesses für verschmutzte und saubere Kakaoschalenbrikett	95
Abbildung 5.28.	Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02.....	96
Abbildung 5.29.	Wirkung der Wärmeauskopplung auf die $O_{2,AG,tr}$ -Konzentration im Abgas..	97
Abbildung 5.30.	Aschecharakteristik von Biomasse für die Pflanzen.....	98
Abbildung 5.31.	Analyseergebnisse der Schwermetalle in der Brennstoffasche	99

Tabellen

Tabelle 2.1.	Regionale Nutzung der Holzproduktion in Vietnam.....	06
Tabelle 2.2.	Quantitative regionale Produktion der Myrte (Zuckerrohr) in Vietnam	07
Tabelle 2.3.	Energetisches Potenzial aus Holz /4,6,7,12/	08
Tabelle 2.4.	Energetisches Potenzial aus landwirtschaftlichen Abfällen / 4,6,7,12/	08
Tabelle 2.5.	Theoretisches Biogas-Potenzial aus landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam /4,6,11/	08
Tabelle 2.6.	Rolle der Biomasseenergie am Gesamtenergieverbrauch	09
Tabelle 2.7.	Energetischer Gebrauch von Biomasse entsprechend dem Gebiet /6,13/	09
Tabelle 2.8.	Direkter energetischer Gebrauch von Biomasse	09
Tabelle 2.9.	Physikalische und chemische Eigenschaften von landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam /4,5,7/	13
Tabelle 2.10.	Chemische Analysen von Biomasse in Deutschland /4,5,7,20,21/ (Laborwerte des Lehrstuhls für Kolbenmaschinen/Verbrennungsmotoren - Universität Rostock).....	14
Tabelle 2.11.	Vergleich der Heizwerte von Biomasse (insbesondere des ähnlichen Materials) in Deutschland mit landwirtschaftlichen Abfällen aus Vietnam	15
Tabelle 2.12.	Vergleich der Brennstoffwirtschaftlichkeit von Biomasse mit anderen Brennstoffen aus Vietnam /4,7/	19
Tabelle 2.13.	Vergleich der Verbrennungsanlagen /8,7,28,34/	20
Tabelle 3.1.	Charakterisierung der Schüttguttypen /8,36,52/	29
Tabelle 3.2.	Technische Anwendung der Wirbelschichtverbrennung /8,61,62/	34
Tabelle 4.1.	Methode und Lösung der Parameter.....	46
Tabelle 4.2.	Anfangsparameter für die Berechnung der Flugstromtrocknung von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen /5/	54
Tabelle 4.3.	Hauptrechenergebnisse zur Trocknung von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen /5/	57
Tabelle 4.4.	Vergleich der chemischen Zusammensetzung von Biomasse.....	58

Tabelle 5.1.	Eingesetzte Messtechnik der SWSF-Test-Anlage am LUT der Universität Rostock /67/	68
Tabelle 5.2.	Grenzwerte von CO, NO _x und SO ₂ für kleine und mittlere Anlagen nach TAL-02 /35/	69
Tabelle 5.3.	Vergleich der chemischen Eigenschaften von Biomasse	73
Tabelle 5.4.	Schüttdichte und Energiedichte des Testmaterials	75
Tabelle 5.5.	Parameter und Ergebnisse der Betriebspunkte (BP) im Versuch 2008-04-24 Rohglycerin u. Entschwefelung mit Additiv Ca(OH) ₂ , ohne Wärmeauskopplung.....	78
Tabelle 5.6.	Parameter und Ergebnisse des Versuchs von RE, Mischung (80 % RE u. 20 % Hanfschäben), Strohbricketts, Hanfschäbenbricketts u. Kakaoschalenbricketts..	81
Tabelle 5.7.	Schüttdichte und Energiedichte des Testmaterials	84
Tabelle 5.8.	Parameter und Ergebnisse der Betriebspunkte (BP) im Versuch 2007-12-12 von RE mit Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager	86
Tabelle 5.9.	Parameter und Ergebnisse der Betriebsphasen (BPh1 u. BPh2) im Versuch 2008-09-30 RE und Mischbrennstoff mit Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager	89
Tabelle 5.10.	Parameter und Ergebnisse der Betriebsphasen (BPh3 bis BPh4) im Versuch 2008-10-16 Mix 1 und Mix 2 mit Wärmeauskopplung durch einen Wärmeübertrager.....	91
Tabelle 5.11.	Parameter und Ergebnisse der BPh in den Versuchen 2008-09-30 u. 2008-10-16 unterschiedliche Kakaoschalenbricketts mit Wärmeauskopplung durch einen WÜ	94
Tabelle 5.12.	Analysenprotokoll zum Ascheschmelzverhalten (Br: Kakaoschalen)*)	98
Tabelle 5.13.	Analysenprotokoll zum Ascheschmelzverhalten *)	98
Tabelle 5.14.	Analysen der Zyklonasche (nach Versuch mit flüssigem Brennstoff).....	99
Tabelle 5.15.	Analysen der Zyklonasche (nach Versuch mit festen Brennstoffen)	100

Symbole

Lateinische Symbole

$Nu_{lam.}$	-	NUßELTzahl laminar
$Nu_{turb.}$	-	NUßELTzahl turbulent
$Nu_{Einzelkugel}$	-	NUßELTzahl der Einzelkugel
$Nu_{Festbett}$	-	NUßELTzahl des Festbetts
$\dot{Q}_{(f-p)}$	kW	Wärmeleistung zwischen dem Fluid und den Partikeln
w_f	m/s	Strömungsgeschwindigkeit ($w_{f,sg}$)
F_{WS}	m ²	Querschnittsfläche der Wirbelschicht
\dot{V}_{Gas}	m ³ /s	Gasvolumenstrom in der Wirbelschicht
$G_{Ak,P}$	N	Auftriebskraft der Partikel
$G_{Sk,Ws}$	N	Schwerkraftskraft der Wirbelschicht
$G_{Ak,Ws}$	N	Auftriebskraft der Wirbelschicht
$G_{Sk,P}$	N	Gewichtskraft der Partikel
$G_{Wk,P}$	N	Widerstandskraft der Partikel
$G_{Wk,Ws}$	N	Widerstandskraft der Wirbelschicht
a	-	Koeffizient-Annahme
a _{Br}	kg/kg	Ascheanteil im Brennstoff
A _p	m ²	gesamte Partikeloberfläche des Fluids
b	-	Koeffizient
c _{Asche}	kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	spezifische Wärmekapazität der Asche
c _{Br}	kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	spezifische Wärmekapazität des Brennstoffs
c _{Material}	kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	spezifische Wärmekapazität des Trocknungsmaterials
c _{p,Dampf}	kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	spezifische Wärmekapazität des Wasserdampfs
c _{p,Luft}	kJ m ⁻³ (N) K ⁻¹	spezifische Wärmekapazität der Luft
c _{p,W}	kJ kg ⁻¹ K ⁻¹	spezifische Wärmekapazität des Wassers
c _{pm,AG}	kJ m ⁻³ (N) K ⁻¹	spezifische Wärmekapazität der Abgase
c _{pm,RZ}	kJ m ⁻³ (N) K ⁻¹	spezifische Wärmekapazität der Abgasrezirkulation
c _w	-	Koeffizient, $c_w = f(Re_p)$, s. auch Abschn. Lcb. von WIRTH /40/.
d _p	m	Partikeldurchmesser
e	-	definiertes Verhältnis der Elektrizität
E	mg/m ³ (N)	Emission
E _{CO₂}	kg/MWh	Emission von Kohlendioxid
E _{SO₂}	mg/m ³ (N)	Emission von Schwefeldioxid
g	m/s ²	Erdbeschleunigung
h	kJ/kg	Enthalpie allgemein
h'' ₃	kJ/kg	Enthalpie im Zustandspunkt (3)
h' ₂	kJ/kg	Enthalpie im Zustandspunkt (2)

h_0	kJ/kg tr. Luft	Enthalpie im Zustandspunkt((0), h, x- Diagramm)
h_0	kJ/kg	Enthalpie im Zustandspunkt ((0), h-s u. T-s- Diagramm)
h_1	kJ/kg tr. Luft	Enthalpie im Zustandspunkt ((1) & (2'), h, x- Diagramm)
h_1	kJ/kg	Enthalpie im Zustandspunkt ((1), h-s u. T-s- Diagramm)
h_2	kJ/kg tr. Luft	Enthalpie im Zustandspunkt ((3), h, x- Diagramm)
h_3	kJ/kg tr. Luft	Enthalpie im Zustandspunkt ((2), h, x- Diagramm)
h_4	kJ/kg	Enthalpie im Zustandspunkt ((4), h-s u. T-s- Diagramm)
$h_{AG,RZ}$	kJ/kg	Enthalpie der Abgasrezirkulation
H_{Ruhe}	m	Höhe des Ruhebetts
H_u	kJ/kg Br	Heizwert
h_{v, H_2O}	kJ/kg	Verdampfungsenthalpie des Wassers
L_{min}	$\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}$	Minimaler Luftbedarf des Brennstoffs
m'	kg/s	Massenstrom
$m'_{1(\text{Tr})}$	kg/s	Massenstrom des Materials vor Trocknung
$m'_{2(\text{Tr})}$	kg/s	Massenstrom des Materials nach Trocknung
m'_{Br}	kg/s	Massenstrom des Brennstoffs
m'_{Dampf}	kg/s	Massenstrom des Frischdampfes
m'_{SWP}	kg/s	Massenstrom der Speisewasserpumpe
m_{Bett}	kg	Bettmasse
m_{Br}	kg	Brennstoffmasse
m_p	kg	Partikelmasse
n	-	Koeffizient - Annahme
$Nu_{\text{Wirbelschicht}}$	-	NUßELTzahl der Wirbelschicht
O_2	Vol. %	Sauerstoff
$O_{2,AG,tr}$	Vol. %	Sauerstoff im trockenen Abgas
p	bar	Druck
P_{el}	kW_{el}	elektrische Netzleistung
Pr	-	Prandtl-Zahl
q	kJ/kg Luft	spezifischer Wärmeverbrauch
q	kJ/kg Dampf	spezifischer Energieverbrauch
q	kW/m^2	spezifische Wärmeleistung
Q'	kW	Wärmeleistung
Q'_1	kW	chemische Energie des Brennstoffs
$Q'_2 (Q'_{\text{Br}})$	kW	Wärmeleistung des Brennstoffs
Q'_3	kW	Wärmeleistung der Luft
Q'_4	kW	Rezirkulierende Wärmeleistung der Abgase
Q'_{Ashe}	kW	Energie in der Asche
Q'_{Austritt}	kW	Energie-Output
Q'_{Bilanz}	kW	Energiebilanz für das KWK-System
Q'_{Dampf}	kW	Verdampfungsenergie
Q'_{Eintritt}	kW	Energie-Input
$Q'_{\text{Ges (tr)}}$	kW	Gesamtenergiemenge des Trocknungsprozesses

Q'_{ges}	kW	gesamte Wärmeleistung des Dampfkraftprozesses
$Q'_{Istwert}$	kW	Energie-Output (Istwert)
$Q'_{Mater (tr)}$	kW	Wärmeenergie für die Trocknung des Materials
$Q'_{Nutz,1}$	kW	Nutzbarer Wärmeaustritt 1
$Q'_{RG,1}$	kW	Energie im Abgas 1
$Q'_{RG,2}$	kW	Energie im Abgas 2
$Q'_{Sollwert}$	kW	Energie-Input (Sollwert)
Q'_{Tr1}	kW	Energiebedarf zur Trocknung von Maniokstärke
Q'_{Tr2}	kW	Energiebedarf zur Trocknung von Maniokgrobstoffen
$Q'_{Verlust (tr)}$	kW	Wärmeverlust des Trocknungsprozesses
$Q'_{Verlust}$	kW	Wärmeverlust
q_{real}	kJ/kg Dampf	spezifischer Energieverbrauch des realen Trocknungsprozesses
$q_{theor.}$	kJ/kg Dampf	spez. Energieverbrauch des theoretischen Trocknungsprozesses
$Re_{0,A}$	-	Reynolds-Kennzahl am Austragspunkt
$Re_{0,L}$	-	Reynolds-Kennzahl am Lockerungspunkt
Re_p	-	Reynolds-Kennzahl, gebildet mit dem Partikeldurchmesser
Re_{WS}	-	Reynolds-Kennzahl am Betriebspunkt (Wirbelschicht)
RZ	$m^3(N)Rezi./m^3(N)AG,f$	Rezirkulationsanteil der Abgase
s	$kJ kg^{-1} K^{-1}$	Entropie allgemein
SO_2	$mg/ m^3(N)$	Schwefeldioxid
T	$^{\circ}C$	Temperatur allgemein
t_0	$^{\circ}C$	Temperatur der Frischluft vor Eintritt WÜ/Calorifer/ Mischraum
t_1	$^{\circ}C$	Lufttemperatur am Eintritt Trockner
t_2	$^{\circ}C$	Lufttemperatur am Austritt Trockner
T_{AG}, t_{AG}	$^{\circ}C$	Rauchgas-/Abgastemperatur
T_{Br}	$^{\circ}C$	Temperatur des Brennstoffs
T_{Luft}	$^{\circ}C$	Temperatur der Luft
$T_{Nach,D.}$	$^{\circ}C$	Temperatur nach Dampfkraftprozess (nach Dampferzeuger)
Tr_1	-	Trocknung von Maniokstärke
Tr_2	-	Trocknung von Maniokgrobstoffen
T_{RZ}	$^{\circ}C$	Temperatur der rezirkulierenden Abgase
$T_{th,BK}$	$^{\circ}C$	theoretische Verbrennungstemperatur in der Brennkammer
T_{WS}	$^{\circ}C$	Temperatur der Wirbelschicht
V'	$m^3 tr.Luft/s$	Trocknungsluftvolumenstrom
$V'_{AG,RZ}$	$m^3(N)AG/s$	rezirkulierter Abgas-(Norm-) Volumenstrom
V_{ges}	m^3	Gesamtvolumen
$V_{Lücken}$	m^3	Lückenvolumen
$V_{m(\lambda)} \equiv V_{AG,f}$	$m^3(N)AG_f/kg Br$	Volumen des je kg Br. entstehenden feuchten Abgases
V_P	m^3	Partikelvolumen
V_{Sch}	m^3	Schüttvolumen
V_{WS}	m^3	Volumen der Wirbelschicht
W'	$kg W. Dampf/s$	Wasser-Verdampfungsmenge

w_0	m/s	Leerrohrgeschwindigkeit
$w_{0,A}$	m/s	Leerrohrgeschwindigkeit am Austragspunkt
$w_{0,Betr}$	m/s	Leerrohrgeschwindigkeit am Betriebspunkt
$w_{0,L}$	m/s	Leerrohrgeschwindigkeit am Lockerungspunkt
w_1	kg W./kg TS	Feuchtegehalt des Gutes vor der Trocknung
w_2	kg W./kg TS	Feuchtegehalt des Gutes nach der Trocknung
w_{Sg}	m/s	Sinkgeschwindigkeit ($\equiv w_{0,A}$)
x	g/kg; kg W.Dampf/kg tr. Luft	Absolute Luftfeuchtigkeit allgemein
x_0	g/kg; kg W.Dampf/kg tr. Luft	Absolute Luftfeuchtigkeit im Punkt ((0), h, x- Diagramm)
$x_{2,real}$	g/kg; kg W.Dampf/kg tr. Luft	Absolute Luftfeuchtigkeit im Punkt ((2), h, x- Diagramm)
$x_{2,theor}$	g/kg; kg W.Dampf/kg tr. Luft	Absolute Luftfeuchtigkeit im Punkt ((2'), h, x- Diagramm)
X_{Str}	-	Verhältnis der Str omerzeugung
X_W	-	Verhältnis der W ärmeerzeugung

Griechische Symbole

$\nu_f = \nu_f(p, T) = \eta_f / \rho_f$	m ² /s	Kinematische Viskosität bei Druck und Temperatur
$\varphi_{Sph.P}$	-	Sphärizität (Partikelform)
$\vartheta_{f,aus}$	°C	Austrittstemperatur der Fluidströmung
$\vartheta_{f,ein}$	°C	Eintrittstemperatur der Fluidströmung
$\Delta\vartheta_{ln}$	°C	logarithmische Temperaturdifferenz
ϑ_f	°C	Temperatur der Fluidströmung
$\vartheta_{P,O}$	°C	Temperatur der Partikeloberfläche
$\rho_f = \rho_f(p, T)$	kg/m ³	Fluiddichte bei Druck und Temperatur
$\eta_f = \eta_f(T)$	Pa * s	Dynamische Viskosität bei Temperatur
α_G	W/m ² * K	Gaskonvektion
α_S	W/m ² * K	Wärmestrahlung
α_P	W/m ² * K	Wärmeübergang durch Partikelkonvektion
θ_2	°C	Temperatur des Trocknungsmaterials nach Trocknen
Ψ	m ³ /m ³	Lückenvolumen-Anteil, Porosität
φ_0	%	relative Feuchte der Luft
θ_1	°C	Temperatur des Trocknungsmaterials vor Trocknen
$\rho_{f,ws}$	kg/m ³	Fluiddichte
ρ_P	kg/m ³	Partikeldichte
$\rho_{P,ws}$	kg/m ³	Partikeldichte der Wirbelschicht
Δh	kJ/kg	Differenz der Enthalpie

Δp	kPa	Druckdifferenz
$\Delta p_{\text{Förd}}$	kPa	Druckverlust der Förderung
Δp_{L}	kPa	Druckverlust am Lockerungspunkt
Δp_{Ruhe}	kPa	Druckverlust der Schütttschicht
Δp_{WS}	kPa	Druckverlust der Wirbelschicht
Δq	kJ/kg	Differenz zwischen dem theoretischen und dem realen Trocknungswärmebedarf
α	W/m ² · K	Wärmeübergangskoeffizient
η	%	Wirkungsgrad allgemein
λ	-	Luftverhältnis
σ	-	KWK Koeffizient

Maßeinheiten

%	Prozent
°C	Grad Celsius
bar	Bar
K	Kelvin
kg	Kilogramm
kg/h	Kilogramm pro Stunde
kW	Kilowatt
kWh	Kilowattstunde
m ²	Quadratmeter
m ³ (N) AG/s	Normkubikmeter Abgas pro Sekunde
m ³	Kubikmeter
m ³ (N)	Normkubikmeter (bei: 273,15 K; 101325 Pa)
mg/m ³	Milligramm pro Kubikmeter
MJ	Megajoule
MW	Megawatt
MWh	Megawattstunde
N	Newton
Pa	Pascal
s	Sekunde
μm	Mikrometer

Indizes

0, 1, 2 ... 6	Punkt 0, Punkt 1, Punkt 2... Punkt 6
a	Austrittparameter
AD	Abdampf
AG	Abgas
AG/RG	Abgas/Rauchgas
Ber.	Berechnung
BK	Brennkammer
Br	Brennstoff
D.	Dampf
Dampf.	Dampfprozess/Dampferzeuger
EU,D	Energieumwandlung des Dampfprozesses
f	feucht
F	Feuerung
F	Fluid
FB	Freeboard
FD	Frischdampf
G	Generator
I	für Trocknungsanlage 1 (Maniokstärketrocknung)
i	Input-Parameter
II	für Trocknungsanlage 2 (Maniokgrobstofftrocknung)
L	Luft
mech.	mechanisch
P	Partikel
RG	Rauchgas
RZ	Rezirkulation
Str.	Strom
SWP	Speisewasserpumpe
T	Turbine
th.	thermisch
theor.	theoretische
tr	trocken
Tr.	Trocknung
Tr ₁ , Tr ₂	Trocknungsanlage 1, Trocknungsanlage 2
TS	Trocknensubstanz
W	Wärme
WS	Wirbelschicht

Abkürzungen

\$USD Cent	US Dollar-Cent
BHF	Bettheizfläche
CO	Kohlenmonoxid
CO ₂	Kohlendioxid
DN-400	Nennweite 400 mm
KWK	Kraft-Wärme-Kopplung
LUT	Lehrstuhl für Umwelttechnik
LuVo	Luftvorwärmung
MW	Messwert
NO/NO ₂ /NO _x	Stickstoffoxid/-dioxid/-oxide
RE	Rapsextraktionsschrot
RME	Rapsmethylester
RZ	Rezirkulation
SNCR	Selective-Non-Catalytic-Reduction
SWSF	Stationäre Wirbelschichtfeuerung
SWSF-Anlage	Stationäre Wirbelschichtfeuerungsanlage
TAL-02	Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft (2002)
TM	Trockenmasse
WA	Wärmeauskopplung
WS	Wirbelschicht
WÜ	Wärmeübertrager
ZWSF	Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung

1. Einleitung

Mit der ökonomischen Entwicklung Vietnams geht eine starke Zunahme des Energieverbrauchs sowohl für die Produktion in der Agrarindustrie, als auch zur Verarbeitung und Lagerung landwirtschaftlicher Erzeugnisse einher.

Der Primärenergieverbrauch stieg in den vergangenen 20 Jahren um durchschnittlich 4,8% pro Jahr, darunter in der Landwirtschaft und Industrie um 36% /1/.

Der hauptsächliche Energieverbrauch in den traditionellen industriellen Niederlassungen der Fertigung und Produktion sowie für die Heimindustrie entsteht in folgenden Bereichen /1/:

Verarbeitungs-/Nahrungsmittelindustrie, Bekleidungsindustrie, Schuhindustrie, keramische Erzeugnisse, Schmiedeeisen, usw. /1/. Aus der Verwendung der traditionellen Materialien folgt die Notwendigkeit, Energie bereit zu stellen. Insbesondere für die ASEAN-Länder erhält die Energiebereitstellung mit Wasserkraftwerken, Dampfkraftwerken mit Kohle (Steinkohle), Flüssiggas und nachwachsenden Rohstoffen eine größer werdende Bedeutung.

Neben den Großstädten ist besonders auch für die ländlichen Gebiete ein Energiemangel zu verzeichnen.

Gemäß dem EVN - Report versorgte das nationale elektrische Netz nur ca. 93% der Haushalte in den Städten, 72% in Dörfern und 60% in ländlichen Haushalten /2/.

Entsprechend /2/ ist der Energiebedarf im ländlichen Raum in Vietnam im Jahresdurchschnitt 500 kWh / Person.

Der Anteil des landwirtschaftlichen Energiebedarfs am nationalen Gesamtverbrauch beträgt 13-14% /2/. Der elektrische Energieverbrauch für Industrieerzeugnisse beträgt ca. 1.880 Mrd. kWh/ Jahr /1,2/.

Entsprechend den Berechnungen vom vietnamesischen Ministerium für Energie wird Vietnam bis zum Jahr 2010 ungefähr 10% seines Energiebedarfs für die Landwirtschaft nicht befriedigen können /1,3/.

In den letzten Jahren streben tendenziell viele Länder danach traditionelle Brennstoffe (Kohle, Erdöl, Erdgas usw.) für die Erzeugung von Elektroenergie durch Biomassequellen zu ersetzen, da sie sowohl zur land- und forstwirtschaftlichen Abfallproblemlösung und zum Klimaschutz beitragen können /4,5/. Biomasse kann als erneuerbarer und speicherfähiger Energieträger im Gegensatz zu Wind-, Solar- und Wellenenergie zur elektrischen Grundversorgung beitragen und so die Stabilität eines Stromnetzes gewährleisten /4,5/. Biomasse-Energiequellen können theoretisch ca. 14-15% des weltweiten Gesamtenergiebedarfs decken /4,6,7/.

Vietnam ist ein landwirtschaftlich geprägtes Land mit einem hohen Biomassepotenzial durch landwirtschaftliche Reststoffe, wie z.B. Reisschalen, Reisstroh, Bagasse, Maniokstiele, Kokosnussschalen, Holzabfälle, Kaffeeschalen. /4,5,7/. Mehr als 50 Millionen Tonnen Biomasse werden jährlich erzeugt, aber nur 30-40% für die Energieerzeugung verwendet /4,7/. Diese wertvolle Energiequelle wird in Haushalten zum Kochen, zur Nahrungszubereitung, Viehzucht, Kompostherstellung /4,5,7/ und in Mühlen für die Rohrzuckerproduktion (ca. 150 MW_{th}) verwendet /4,5,7/. Hauptsächlich wird Elektroenergie in der Landwirtschaft zur Trocknung und Konservierung, in der Viehhaltung, Forstwirtschaft und für die Produktion essbarer Meerestiere gebraucht, wobei der Bedarf aber nicht gedeckt werden kann /4,5,7/.

Eine Nutzung und Verwendung landwirtschaftlicher Abfälle als Energieträger (zur energetischen Nutzung) ist für Vietnam von strategischer Bedeutung. Sie geben der Gesellschaft eine ökonomische Ausrichtung vor und tragen zum Umweltschutz bei /4,5/.

Das Ziel dieser Arbeit besteht in dem Aufbau einer dezentralen Wärme-Strom-Kopplungstechnologie, um eine erhöhte Energieausbeute der Biomasse-Abfallprodukte aus der Landwirtschaft zu erreichen. Daraus folgen erhöhte Leistungsfähigkeit und mehr nutzbare Energie, sauberere Wärmequellen für Trocknung, Konservierung, Bauernhofprodukte, Forstwirtschaft und essbare Meerestiere in Vietnam.

Das Ziel kann durch eine qualifizierte und umweltgerechte Verbrennung dieser Abfälle erreicht werden. Außerdem wird die Asche zusätzlich in Industrie und Landwirtschaft verwendet, wie zum Beispiel als Ausgangsstoff für weitere industrielle Erzeugnisse, z.B. gebrannte Ziegelsteine oder als Pflanzendünger.

Methode der Stationären Wirbelschichtfeuerung.

Aus Voruntersuchungen kann abgeleitet werden, dass Biomassebrennstoff sehr gut in der Wirbelschichtfeuerungstechnologie /8/ (insbesondere mit der Technologie der Stationären Wirbelschichtfeuerung-SWSF) verbrannt werden kann.

Um einen Beitrag zu einer nachhaltigen landwirtschaftlichen Entwicklung und zur Energiequellen-Diversifizierung zu geben, werden in der vorliegenden Studie die Biomassen Rohglycerin, Rapsextraktionsschrot (Reststoff der Rapsölgewinnung), Hanfschäben, Mischung aus Rapsextraktionsschrot und Hanfschäben sowie Kakaoschalen untersucht. In ihren Eigenschaften vergleichbar mit vietnamesischen Biomassequellen werden die chemische Zusammensetzung, der Heizwert und anschließend die Feuerungstauglichkeit in der SWSF untersucht. Dabei wird im Besonderen auf die entstehenden Emissionen und die Möglichkeit der Wärmeauskopplung sowie den Anlagenwirkungsgrad eingegangen.

In Abstimmung mit **Professor Dr.-Ing. habil. Dieter Steinbrecht** lautet das Thema dieser Arbeit **„Theoretische und experimentelle Untersuchungen zur energetischen Nutzung landwirtschaftlicher Abfälle aus Vietnam“**.

Das Thema untergliedert sich in folgende Unterpunkte:

- Potenzial- und Situationsanalyse der energetischen Nutzung von Agrarabfällen in Vietnam.
- Grundlagen für die Auswahl des Verfahrens der Wirbelschichttechnik zur Energieerzeugung und zur Energienutzung.
- Theoretische Untersuchung grundsätzlicher Prozesse zur Energiegewinnung von verschiedenen festen Brennstoffen.
 - *Entwurf eines technologischen und anlagentechnischen Konzeptes zur energetischen Nutzung von Agrarabfällen in Vietnam*
 - *Optimierung der energetischen Nutzung dieser Brennstoffe mit dem Ziel: Gleichzeitige Strom- und Wärmeerzeugung für in Flugstromtrocknungsanlagen zu trocknende saubere landwirtschaftliche Produkte und andere landwirtschaftliche Produkte (z.B. Maniokgrobstoff für Futtermittel).*
- Experimentelle Untersuchung des Verbrennungsprozesses ausgewählter Brennstoffe. Es werden zwei Versuchskonzepte erstellt, sie sind:
 - *Verbrennungskonzept ohne Wärmeauskopplung.*
 - *Verbrennungskonzept in Verbindung mit Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager.*

Wir werden eine experimentelle Untersuchung mit stationären Wirbelschichtfeuerungsanlagen am Lehrstuhl Umwelttechnik der Fakultät Maschinenbau und Schiffstechnik der Universität Rostock, Deutschland, nachvollziehen.

2. Potenzial-, Situation- und Technologieanalyse zur energetischen Nutzung von Agrarabfällen

Im folgenden Kapitel wird zunächst ein Überblick über das Potenzial, die Situation und die Technologie zur energetischen Nutzung von Agrarabfällen aus Vietnam gegeben. Zu den physikalischen und chemischen Eigenschaften von vietnamesischer im Vergleich zu deutscher Biomasse werden Grundlagenuntersuchungen durchgeführt. Besondere Aufmerksamkeit wird auf die Auswahl eines Verfahrens zur Energieerzeugung gelegt. Darüber hinaus wird die Wirbelschichttechnik, mit dem Schwerpunkt auf die stationäre Wirbelschichtfeuerung, als Verfahren zur Verbrennung von Biomasse erläutert.

2.1. Situation zur möglichen energetischen Nutzung von Biomassen in Vietnam

Biomasseenergie ist die älteste vom Menschen verwendete Energiequelle, die im Wesentlichen zum Kochen und Erwärmen von Esswaren eingesetzt wurde. Brennholz ist bis zum 20. Jahrhundert die Hauptenergiequelle gewesen, bis sie von fossilen Brennstoffen abgelöst wurde /1,4/.

Hier interessieren insbesondere moderne energetische Technologien zum Biomasseeinsatz. Ihre Bedeutung wird in Zukunft weltweit zunehmen.

Dafür gibt es zwei Ursachen:

Erstens sinkt die Verfügbarkeit fossiler Brennstoffe, zweitens gewinnt die durch sie verursachte Verschmutzung und Zerstörung der Umwelt an Bedeutung /4,5/.

Die Technologien der Energiewandlung für Vietnam müssen sich verändern von einer ausschließlichen energetischen Nutzung fossiler Brennstoffe zu energetischen Technologien zur Nutzung von Abfall-Biomasse. Das schließt eine Untersuchung zu Quellen bisheriger Verschwendung von Abfall-Biomasse ein /4,5/.

Momentan nimmt die Biomasse mit einem Anteil von 14-15% die vierte Position auf der Skala der weltweit verbrauchten Energieträger ein /4,5,6/. Die Biomasse ist die größte Energiequelle einer sich entwickelnden Nation. Durchschnittlich trägt sie ungefähr 35% zur verfügbaren Energie bei /4,5,6/. Daher behält Biomasseenergie eine wesentliche Rolle, man kann sogar sagen, dass sie eine Hauptfunktion der Energieanforderung der zukünftigen Welt hat /4,5/.

In der gesamten Welt existieren reichliche und unterschiedliche Biomassequellen. Daraus folgen vielfältige Biomassetechnologien, auf die noch näher eingegangen wird /4,5,6/.

2.1.1 Situationsanalyse zur energetischen Nutzung von landwirtschaftlichen Abfällen (Biomasse) in Vietnam

Biomasse beinhaltet phytogene Pflanzen, die im Trockenen oder unter Wasser wuchsen, organische Abfallprodukte, z.B. Stroh, Heu, Hanf, Kaffeeschalen, Reisschalen, Bagasse (*die faserigen Bestandteile des Zuckerrohrs nennt man Bagasse*), usw. sowie tierische Abfallprodukte (Ausscheidungen von Rind und Geflügel, usw.) /4,9/.

Hauptenergiequellen sind bisher Kohle als „versteinerte“ Biomasse sowie Erdöl u. Erdgas. Biomasse wird besonders in Entwicklungsländern, unter ihnen ist Vietnam, zu einem großen Massenanteil bei bisher geringer Energieeffizienz /4,5/ als Energiequelle genutzt.

Biomasse entsteht dank Tageslicht (Sonnenschein) durch die photosynthetischen Reaktionen unter Einbeziehung von Mineralien, Wasser und anderen anorganischen Stoffen. Im Verlauf der Photosynthese wird im Wesentlichen aus Kohlenstoffdioxid (CO_2) und Wasser (H_2O) die wichtige Glucose aufgebaut und dabei Sauerstoff (O_2) freigesetzt /9/.

Berechnungen haben gezeigt, dass 0,1% der von der Sonne abgegebenen Strahlung auf der Erde energetisch absorbiert wird. Dank der photosynthetischen Reaktion bildeten sich jährlich $2 \cdot 10^{11}$ Tonnen des organischen Materials. Das entspricht einer riesigen jährlichen Energiequelle von ungefähr $3 \cdot 10^{12}$ J /9/.

Meistens bietet sich in Entwicklungsländern, darunter Vietnam, zur natürlichen Nutzung der Solarenergie sehr viel Pflanzenmaterial als Betriebsmittelquelle an, die eine hohe Energieeinstrahlung von ungefähr 4 bis 7 kWh/m^2 pro Tag umsetzt. Das ist sehr gut für die Entwicklung der Biomassepotenziale /9/.

Um aus der Verwendung von Biomasse als Energiequelle ein höheres Potenzial zu schöpfen, gibt es verschiedene Möglichkeiten /9/.

Die in Vietnam als Energiequellen nutzbaren Biomassen werden in den Tabellen 2.1 bis 2.6 beschrieben. In Abb. 2.1 werden die Regionen in Vietnam gezeigt, in denen Biomasse anfällt und in denen eine regionale Nutzung der Biomasse, Insbesondere Holzproduktion, quantitative Produktion der Myrte (Zuckerrohr) möglich ist, Tabelle 2.1 und Tabelle 2.2.



Abb. 2.1: Regionen mit großem Biomasse - Potenzial in Vietnam: Quelle /10/

Tabelle 2.1: Regionale Nutzung der Holzproduktion in Vietnam

Region	Jahr	<i>(Tausend- m³)</i>									
		1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	geplant 2005
Gesamtes Land		2793,1	2833,5	2480,0	2216,8	2122,5	2375,6	2397,2	2504,0	2435,8	2703,0
Nördliches Delta und Mittelland		255,8	252,5	175,7	178,2	129,5	133,0	117,5	112,7	98,4	99,6
Ferner Norden		572,0	618,4	464,6	448,1	475,0	489,1	519,7	530,0	525,2	719,2
Nordwesten		254,0	237,9	226,7	222,6	230,4	245,5	247,4	207,3	185,0	171,4
Nördliche Zentralregion		323,4	367,1	290,7	254,0	219,4	237,0	235,2	226,8	293,6	296,6
Südliche Zentralküste		280,1	287,1	316,9	259,2	254,7	275,9	278,3	314,3	324,9	490,5
Zentrales Hochland		415,3	388,6	335,1	245,4	243,5	372,8	395,2	419,8	313,0	286,3
Südost- Region		171,8	187,8	142,4	120,2	107,8	160,0	145,1	132,7	113,9	86,2
Mekong Delta		520,7	494,1	527,9	489,1	462,2	462,3	458,8	560,4	581,8	553,2

Quelle: /11/

Tabelle 2.2: Quantitative regionale Produktion der Myrte (Zuckerrohr) in Vietnam

(Tausend- Tonnen)

Region	Jahr											geplant 2005
	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004		
Gesamtes Land	10711,1	11430,3	11920,9	13843,5	17760,3	15044,3	14656,9	17120,0	16854,7	15649,3	14730,5	
Nördliches Delta u. Mittelland	198,4	190,4	159,8	148,9	140,3	137,5	130,1	139,5	144,4	143,6	127,1	
Ferner Norden	239,3	352,4	446,6	488,3	681,4	703,0	593,6	685,5	687,3	612,5	511,0	
Nordwesten	239,1	330,2	441,5	395,1	555,7	481,0	508,0	596,0	606,3	578,3	526,8	
Nördliche Zentralregion	566,2	790,3	1220,1	1529,5	2648,0	2743,0	2693,5	3175,6	3221,4	3098,6	2855,6	
Südliche Zentralküste	1711,3	2081,9	2075,2	2451,0	2865,5	2496,9	2345,0	2407,7	2354,7	2338,9	2059,1	
Zentrales Hochland	606,5	946,6	918,3	820,0	1530,7	1091,8	1190,8	1339,4	1534,1	1434,1	1196,8	
Südost- Region	1754,6	1680,3	2231,5	2472,1	3009,6	2432,4	2765,9	3217,4	3106,2	2973,7	2825,8	
Mekong Delta	5395,7	5058,2	4427,9	5538,6	6329,1	4958,7	4430,0	5558,9	5200,3	4469,6	4628,3	

Quelle: /11/

Die Tabellen 2.3 bis 2.5 zeigen hauptsächliche Biomassequellen in Vietnam

- Biomasse

Tabelle 2.3: Energetisches Potenzial aus Holz /4,6,7,12/

Versorgungsmaterial	Potenzial (Mio. Tonne)	Öl-Äquivalent (Mio. t _{öä} ^{*)}	Verhältnis (%)
Natürlicher Wald	6,84	2,93	27,35
Künstlicher Wald	3,72	1,59	14,87
Natürlicher Boden kein Wald	3,85	1,65	15,39
einzelne Bäume	6,55	2,81	26,19
Industrie-und Frucht-Bäume	2,40	1,03	9,60
Holzabfälle	1,65	0,71	6,60
Summe	25,01	10,72	100,0

^{*)} Tonnen Öl Äquivalent; Hu von Holz ≈ 18 MJ/kg Br.; Hu von Heizöl H- EL ≈ 42 MJ/kg Br.

Tabelle 2.4: Energetisches Potenzial aus landwirtschaftlichen Abfällen / 4,6,7,12/

Versorgungsquelle	Potenzial (Mio. t)	Öl-Äquivalent (Mio. t _{öä} ^{*)}	Verhältnis (%)
Stroh, Weizen	33,52	11,97	62,69
Reisschalen	6,50	2,32	12,16
Zuckerrohrabfall	4,45	1,59	8,32
Andere Arten (Abfälle)	9,00	3,22	16,83
Summe	53,47	19,1	100,0

- Biogas

Das gesamte theoretische Potenzial aus hauptsächlichen Biomassequellen landwirtschaftlicher Abfälle wird in Tabelle 2.5 gezeigt.

Tabelle 2.5: Theoretisches Biogas-Potenzial aus landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam /4,6,11/

Versorgungsquelle	Potenziale (Mio. m ³)	Öl-Äquivalent (Mio. t _{öä} ^{*)}	Verhältnis (%)
Pflanzenabfälle			
Stroh, Weizen	1470,1	1,33	30,35
Andere Pflanzenabfälle	318,8	0,29	6,58
Gesamt aus Pflanzen (1)	1788,9	1,62	36,93
Aus Viehhaltung			
Büffel	441,4	0,40	9,10
Ochse (Rind)	495,9	0,45	10,24
Schwein	2118,4	1,92	43,73
Gesamt aus Tieren (2)	3055,7	2,77	63,07
Summe (1) & (2)	4844,6	4,4	100,0

2.1.2 Energiepotenzial von landwirtschaftlichen Abfällen (Biomasse) in Vietnam

Tabelle 2.6 zeigt die Anteile der verschiedenen Bioenergien am Gesamtenergieverbrauch von Vietnam.

Tabelle 2.6: Rolle der Biomasseenergie am Gesamtenergieverbrauch

Jahr	Gesamtenergie- verbrauch 10 ³ (ktöä) ^{*)}	Energieverbrauch 10 ³ (ktöä) ^{*)}		Verhältnis zum Gesamt- energieverbrauch (%)	
		Holz, anderes Holz	Gesamte Biomasse	Holz, anderes Holz	Gesamte Biomasse
1985	14,3	4,8	9,5	33,6	66,4
1986	15,0	5,1	9,9	34,0	66,0
1987	16,0	5,3	10,7	33,1	66,9
1988	15,7	5,4	10,3	34,4	65,6
1989	16,0	5,6	10,4	35,0	65,0
1990	16,9	5,7	11,2	33,7	66,3
1991	17,1	5,8	11,3	33,9	66,1
1992	18,0	6,3	11,7	35,0	65,0
1993	19,3	7,0	12,3	36,3	63,7
1994	19,1	7,7	11,4	40,3	59,7
1995	20,7	8,4	12,3	40,6	59,4

Quelle: /6,13/; ^{*)} Kilo Tonnen Öl Äquivalent

Da keine aktuellen Daten vorliegen, wird geschätzt, dass Biomasse als Energiequelle zur Zeit 50% zur Deckung des nationalen Energieverbrauchs beiträgt.

Von der erzeugten Biomasse wurde in Vietnam zum energetischen Gebrauch genutzt, (Tabelle 2.7 und Tabelle 2.8).

Tabelle 2.7: Energetischer Gebrauch von Biomasse entsprechend dem Gebiet /6,13/

Auf dem Gebiet	Gesamtverbrauch 10 ³ (ktöä)	Verhältnis (%)
Familie (Haushalt)	10,7	76,43
Industrie, Heimindustrie	3,3	23,57
Summe	14,0	100,0

Tabelle 2.8: Direkter energetischer Gebrauch von Biomasse

Energie		Gesamtverbrauch 10 ³ (ktöä)	Verhältnis (%)
Wärme	Speisenkocher	10,7	76,43
	Brennereiofen	0,9	6,43
	Feuerung (Industrie)	2,1	15,00
Strom	Dezentral	0,3	2,14
Summe		14,0	100,0

Quelle: /6,13/; ^{*)} Kilo Tonnen Öl Äquivalent

Die Tabellen 2.6 bis 2.8 zeigen, dass zur Zeit mehr als 3/4 der Biomasse in der Bevölkerung mit einem niedrigen Wirkungsgrad, z.B. von alten Speisekochern zur Speisezubereitung, genutzt wird.

Weitere Anwendungsmöglichkeiten von Biomasse sind gegeben zur Herstellung von:

- Erzeugnisse und Materialien aus Keramik und Porzellan, die meisten sind handgefertigt und in Brennöfen durch den Einsatz von Brennholz oder Reisschalen gebrannt.
- Erzeugung von Zucker in 43 produzierenden Zuckerfabriken in Vietnam mit importierten technischen Ausrüstungen. Bagasse wird für die dezentrale Produktion von elektrischer Energie und Wärme genutzt.
- Trocknung sauberer landwirtschaftlicher Produkte und Trocknung anderer landwirtschaftlicher Produkte.
- Durch Pyrolyse von Biomasse wird Holzkohle produziert, aber mit traditioneller Technologie und niedrigem Wirkungsgrad.
- Andere Technologien, z.B. Erzeugen von Pellets oder Verpackungen.

Biomasse stellt sich nicht nur für Vietnam als Energiequelle mit weltweit größtem Potential dar.

Es ist bekannt, dass moderne Technologien in der Welt existieren oder noch in Entwicklung begriffen sind, besonders so in Deutschland.

Energiequellen aus Biomasse werden die fossilen Brennstoffe ablösen. Die verstärkte Nutzung sollte sofort beginnen und stufenweise erweitert werden, ohne Umweltverschmutzungen zu verursachen. Die Nutzung von Biomasse vermindert nachhaltig den Treibhauseffekt.

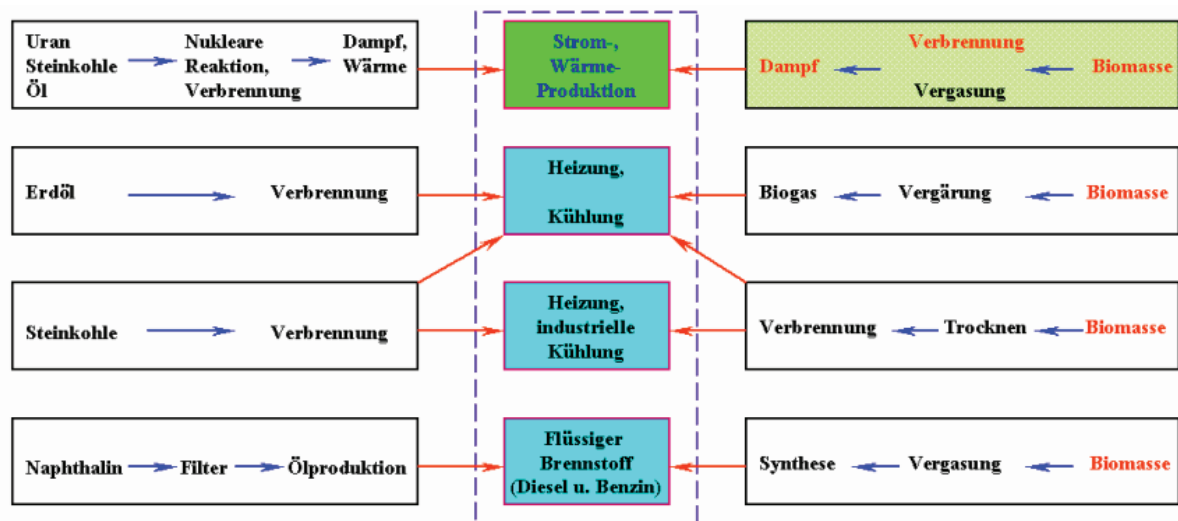


Abbildung 2.2: Die Biomasseenergie kann fossile Energieträger ersetzen /9/

Die Abbildung 2.2 zeigt die Notwendigkeit zur Deckung des Energiebedarfs durch erneuerbare Energiequellen anstatt aus fossilen Brennstoffen (Erdöl, Kohle, Erdgas, usw.).

2.2 Grundlagenuntersuchungen mit ausgewählten ähnlichen Materialien

2.2.1 Biomassequellen in Deutschland und ausgewählte ähnliche Materialien für die Tests

In Deutschland existieren vielfältige Biomasseprodukte. Es gibt als Biomassequellen z.B. Rapsschrot aus Raps und Hanfschäben aus Hanf.

Moderne Hanflandwirte unterscheiden zwischen vier verschiedenen Teilen der Pflanze mit ökonomischer Bedeutung, z. B. Fasern, Blätter, Samen und Schäben. Die Fasern werden zu Vliesen oder feinstem Zellstoff weiterverarbeitet /14/.

- Für den Gewebe- und Papierhanf existieren hervorragende Einsatzmöglichkeiten, da er lange haltbare Fasern besitzt /14/,
- Hanffasern sind besonders langlebig, gesundheitlich unbedenklich und sind als Isolationsstoff gut geeignet, z. B. für den Hausbau /14/,
- Eine klassische Anwendung ist der Einsatz als natürliches Material für das Abdichten eines Rohres. Anlagenmechaniker in Gesundheitsschutz und Heizungsbau benutzen nach wie vor Hanffasern. Die Fasern füllen die Gewindespalte aus, bei Flüssigkeitseinwirkung dichten die Fasern ab /14/.

Die Schäben sind die Reste der Pflanzenteilekappnaht, sie lassen sich für die Fasergewinnung nicht verwenden. Sie besitzen kaum einen Wert. 2003 wurden durch europäische Hanfbauern ca. 31.000 t Hanfschäben produziert. Sie finden vor allem als Einstreu Gebrauch, z.B. in der Pferdezucht. Ein Vorteil liegt in der einfachen Kompostierbarkeit /14/.

Raps wird im zentralen Europa als nützliche Pflanze für die Produktion von hochwertigen Ölen angebaut, neben dem Gebrauch in der Industrie.

In Deutschland wird er hauptsächlich für die Produktion von technischen Produkten kultiviert. Die Kultivierung von Winterraps zur Ernte 2004 betrug entsprechend den gegenwärtigen Schätzungen ungefähr 1,23 Million Hektar, welches einer Rapssamenmenge von ungefähr 3,5 Million Tonnen entspricht. Weit über die Hälfte des produzierten Pflanzenöls in Deutschland ist Rapsöl /14/.

Der nach dem Auspressen der Ölsaart verbleibende Presskuchen wird anstelle von Sojaschrot als eiweißreicher Futterzusatz für Viehfutter verwendet. Auch das Rapsstroh kann nach der Ernte weiter genutzt werden, z. B. zur Energiegewinnung. Aus dem Presskuchen wird Rapsextraktionsschrot gewonnen. Der Hauptteil des Rapsöls wird für die Produktion von Rapsmethylester (RME) verwendet, auch als Biodiesel bezeichnet /15,16/.

Kritiker halten den positiven Effekten des Methylesters den Flächen- und Düngemittelverbrauch sowie Energieverbrauch bei der Verarbeitung des Rapsöls entgegen. Hinzu kommt der starke Trinkwasserverbrauch. Aus dem Rapsanbau resultiert besonders viel Distickstoffoxid (Lachgas), welches eine um bis zu 320fach stärkere Treibhauswirkung gegenüber Kohlenstoffdioxid verursacht /14/.

Aufgrund der Eigenschaften von Hanf und Raps sowie Kakaoschalen, Stroh und insbesondere ihre Abfallprodukte, die geringen Nutzwert haben (z. B. Hanfschäben, Rohglycerin), eignen sie sich gut zur Energieerzeugung durch Verbrennung, z.B. in einer Stationären Wirbelschichtfeuerungsanlage (SWSF-Anlage).

2.2.2 Vergleich physikalischer und chemischer Eigenschaften von landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam mit ähnlichem Material in Deutschland

Die elementare Zusammensetzung der festen Brennstoffe aus Biomasse wird durch eine Vielzahl von Elementen bestimmt. Von den auf der Erde natürlich vorkommenden Elementen gelten dabei insgesamt 26 für Pflanzen als biologisch notwendig /17,18/. Hierbei werden entsprechend des Massenanteils Haupt- und Spurenelemente unterschieden. Zu den Hauptelementen zählen alle Elemente, die wesentlich am stofflichen Aufbau der Biomasse beteiligt sind. Düngemittelbegleitstoffe spielen eine wichtige Rolle als Pflanzennährstoff. Hierzu zählen zum einen die Elemente Kohlenstoff (C), Wasserstoff (H) und Sauerstoff (O), die aus der CO₂-Assimilation und der H₂O-Aufnahme stammen. Sie bilden die pflanzliche Grundzusammensetzung. Zum anderen sind es die sechs Hauptnährstoffe Stickstoff (N), Kalium (K), Phosphor (P), Kalzium (Ca), Magnesium (Mg) und Schwefel (S) sowie das ebenfalls relative häufige Chlor (Cl), das als Begleitstoff im Düngemittel vorkommt und über die Düngung in die Pflanze gelangt. Unter die Spurenelemente fallen alle verbleibenden Elemente (u.a. Si, Na, Fe, B, Mn, Zn, Cu, Mo, Co) /17-19/.

Hauptelemente der Biomasse sind Kohlenstoff (C), Wasserstoff (H), Sauerstoff (O), Stickstoff (N), Schwefel (S). Die Hauptelemente in Biomassebrennstoffen werden in Tabelle 2.9 bis 2.10 zusammengefasst. Wasserstoff, Kohlenstoff, Sauerstoff stellen zusammen mit weit über 80 ... 90% den größten Massenanteil an der organischen Substanz dar. Holzbrennstoffe haben ca. 40 bis 50% Kohlenstoffgehalt in der Trockenmasse (TM). Der Sauerstoffgehalt liegt zwischen 38 und 45% i.d.TM und der Wasserstoffgehalt zwischen 5 und 7,5%. Stickstoff besitzt in der Biomasse einen variablen Anteil. Besonders hoch ist der Stickstoffgehalt bei Strohpellets (5,6%) und Rapsschrot (5,75%), aber besonders gering bei Rapsöl (0%) und Rapsmethylester (RME) (0%). Nur selten treten Werte oberhalb von 1,0% und unterhalb von 0,8% auf. Deutlich darüber liegen zum Beispiel Raps, Mais, Reis, Kaffee, und Getreide. Der Schwefelgehalt in der Biomasse besitzt einen durchschnittlichen Wert von ungefähr 0,1% in der TM, während die meisten Biomassenbrennstoffe im Bereich von 0,01 bis 0,12% liegen. Höhere Werte werden ermittelt für Mais (0,23%) und Kaffee (0,19 - 0,22%), niedrigere Werte bei Reis (0%), Holz (0%), Hanfschäben (0,0%), Rapsextraktionsschrot (0,01%) /4,5,7,19,20/.

Zusätzlich zum Anteil an den Hauptbestandteilen Kohlenstoff (C), Wasserstoff (H), Sauerstoff (O), Stickstoff (N), Schwefel (S) wird auch der Aschegehalt (a) angegeben. Von allen festen Biomassenbrennstoffen haben Reisschalen, Reisstroh mit ca. 17 ... 20%

Maximalwerte, Rapsöl besitzt mit ca. 0,001% und Rapsmethylester (RME) mit 0% Minimalwerte. Die Durchschnittswerte für Asche liegen bei ca. 7,5 ... 9%, vergleiche Tabelle 2.9 bis Tabelle 2.11 /4,5,7,20/.

Die physikalische und chemische Aufbereitung von landwirtschaftlichen Abfällen (Biomasse) aus Vietnam und ähnlichem Material in Deutschland werden durch eine Vielzahl unterschiedlicher Technologien realisiert. Nachfolgend erfolgt ein kurzer Überblick über eine Auswahl von einigen physikalischen und chemischen Aufbereitungsverfahren und deren Wirtschaftlichkeit.

2.2.2.1 Physikalische und chemische Eigenschaften von landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam

Die Daten werden nachfolgend tabellarisch aufgeführt.

Tabelle 2.9: Physikalische und chemische Eigenschaften von landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam /4,5,7/

Komponenten (%)	(C)	(H)	(O)	(N)	(S)	(a)	(w)
Reisschale (2007)	39,79	5,23	38,63	0,13	-	13,92	2,3
Kokosnussschale (2007)	46,22	5,20	41,63	0,26	-	3,00	3,69
Kokosnussschale (2008)	45,66	5,59	33,44	0,29	-	4,71	10,31
Maniokstiele (2007)	44,34	5,76	42,37	0,65	-	4,50	2,38
Maniokstiele (2008)	43,98	6,13	24,53	0,65	-	2,56	22,16
Bagasse (2007)	46,38	5,76	45,19	-	-	0,74	1,93
Bagasse (2008)	45,39	6,16	33,59	0,16	-	1,29	13,40
Kaffeeschalen (2008)	44,88	6,20	36,00	0,96	-	3,10	8,87
Erdnussschalen (2008)	48,62	5,96	36,69	0,93	-	2,70	5,10

2.2.2.2 Physikalische und chemische Eigenschaften von Biomasse in Deutschland

Die physikalischen und chemischen Eigenschaften von Biomasse werden in Tabelle 2.10 wiedergegeben. Um von der Biomasse die entsprechenden Werte zu erhalten, wurden Elementaranalysen von ausgewählten Proben durchgeführt. Die Analysen wurden vom Brennstofflabor des Lehrstuhls für Kolbenmaschinen/Verbrennungsmotoren der Universität Rostock durchgeführt.

Tabelle 2.10: Chemische Analysen von Biomasse in Deutschland /4,5,7,20,21/ (Laborwerte des Lehrstuhls für Kolbenmaschinen/Verbrennungsmotoren - Universität Rostock)

Brennstoff	Anteile ¹⁾ in Masseprozent des Brennstoffs						
	(C)	(H)	(O)	(N)	(S)	(a)	(w)
Holz, trocken	42,0	5,0	37,0	0,0	0,0	1,0	15,0
Holzpellets - 1	51,5	7,3	28,27	0,8	0,0	4,34	7,79
Kaffee-Häutchen, Pellet	45,19	5,39	32,12	2,0	0,22	5,55	9,53
Kaffee-Häutchen	39,96	4,77	28,4	1,77	0,19	4,91	20,0
Mais, Großbeeren 1992	43,81	5,19	41,4	0,66	0,23	2,27	6,44
Mix Weizenstroh u. Korn	43,5	6	28,48	0,62	0,12	9,13	12,15
Reisstroh	38,74	5,34	31,49	0,51	0,0	15,22	8,71
Waldholzpellets	45,1	5,8	26,49	0,22	0,0	9,36	13,03
Weidenpellets	45,1	6,1	24,51	0,65	0,01	10,0	13,63
Weizenkorn	40,8	6,2	29,29	2,3	0,13	9,13	12,15
Weizenstroh	44,63	6,05	35,24	1,24	0,09	4,27	8,49
Sommer-Leindotter-Öl	77,4	11,5	11,03	0,0	0,0	0,001	0,07
Rapsöl	77,0	11,7	11,22	0,0	0,0	0,001	0,08
Rapsmethylester (RME)	77,1	12,7	10,19	0,0	0,01	0,0	0,0
Rapsextraktionsschrot	46,70	6,33	21,77	5,75	0,01	6,93	12,51
Hanfschäben	44,29	6,13	34,88	0,36	0,09	1,87	12,38
Strohpellets	44,50	6,00	29,48	5,60	0,12	5,10	9,20

¹⁾ Kohlenstoff (C); Wasserstoff (H); Sauerstoff (O); Stickstoff (N); Schwefel (S); Asche (a); Wasseranteil (w)

Wie in Abschnitt 2.2 beschrieben, wurden Hanfschäben und RE aus Deutschland anstatt ausgewählter ähnlicher Biomassenbrennstoffe aus Vietnam für die Tests verwendet, da die Originalbrennstoffe in den erforderlichen Mengen nicht verfügbar waren.

2.2.3 Vergleich der Heizwerte von Biomassenmaterialien aus Deutschland mit landwirtschaftlichen Abfällen aus Vietnam

Der Heizwert einer festen Biomasse in Abhängigkeit vom Wasseranteil wird in der Tabelle 2.11 gezeigt.

Tabelle 2.11: Vergleich der Heizwerte von Biomassen (insbesondere des ähnlichen Materials) in Deutschland mit landwirtschaftlichen Abfällen aus Vietnam

Biomassebrennstoff	(C) (%)	(H) (%)	(O) (%)	w (%)	Heizwert (MJ/kg Br)	Anmer- kung ^{*)}
Biomassequelle in Deutschland /20/						
Holz, trocken	42,0	5,0	37,0	15,0	14,65	
Holzpellets -1	51,5	7,3	28,3	7,8	20,30	
Kaffee-Häutchen, pelletiert	45,2	5,4	32,1	9,5	16,31	
Kaffee-Häutchen	40,0	4,8	28,4	20,0	14,14	
Mais, Großbeeren 1992	43,8	5,2	41,4	6,4	15,54	
Mix Weizenstroh und Korn	43,5	6,0	28,5	12,2	15,62	
Reisstroh	38,7	5,3	31,5	8,7	7,14	
Strohpellets	44,5	6,0	29,5	9,2	15,62	
Waldholzpellets	45,1	5,8	26,5	13,0	15,84	
Weidenpellets	45,1	6,1	24,5	13,6	16,25	
Weizenkorn	40,8	6,2	29,3	12,2	14,58	
Weizenstroh	44,6	6,0	35,2	8,5	9,45	
Sommer-Leindotter-Öl	77,4	11,5	11,0	0,07	37,34	
Rapsöl	77,0	11,7	11,2	0,08	37,09	
Rapsmethylester (RME)	77,1	12,7	10,2	0,0	37,06	
Ähnliche Materialien für die Tests (in Deutschland) /4,5/						
Rapsschrot	46,7	6,3	21,8	12,5	18,09	558 (kg/m ³)
Hanfschäben	44,3	6,1	34,9	12,4	16,24	118 (kg/m ³)
Biomassequelle in Vietnam /4,5,7/						
Reisschalen	39,8	5,2	38,6	2,3	15,20	143 (kg/m ³)
Bagasse ²⁰⁰⁷⁾	46,4	5,8	45,2	1,9	16,69	
Bagasse ²⁰⁰⁸⁾	45,4	6,2	33,6	13,4	16,03	
Kokosnussschalen ²⁰⁰⁷⁾	46,2	5,2	41,6	3,7	17,41	
Kokosnussschalen ^{2008), **)}	45,7	5,6	33,4	10,3	16,76	202 (kg/m ³)
Maniokstiele ²⁰⁰⁷⁾	44,3	5,8	42,4	2,4	15,94	
Maniokstiele ^{2008), **)}	44,0	6,1	24,5	22,2	15,71	213 (kg/m ³)
Kaffeeschalen	44,9	6,2	36,0	8,9	16,22	330 (kg/m ³)
Erdnussschalen	48,6	6,0	36,7	5,1	17,00	65 (kg/m ³)

^{*)} Dichte des Brennstoffs; ^{**) Nach Schneidmühle zur Häckselung}

2.3 Gegenwärtig genutzte Technologien zur energetischen Nutzung von landwirtschaftlichen Abfällen (Biomasse) in Vietnam

In Vietnam wird Biomasse (z. B. Reisschalen) häufig als Brennstoff in Trocknungsöfen eingesetzt /22/. Dadurch werden lokal anfallende Abprodukte verwertet und die Kosten der

Trocknung gesenkt. Es ist der Wirkungsgrad der Verwertung zu erhöhen, weil der Energiebedarf stetig steigt.

Biomasse bildet bei der Erwärmung große Mengen von flüchtigen Substanzen. Dadurch werden bei der Verbrennung mit herkömmlichen Methoden große Mengen unverbrannter Substanzen abgegeben. Dadurch sinkt die Qualität der Trocknungsprodukte. Außerdem wird die Umwelt belastet und der Wirkungsgrad verringert.

Deshalb sollte die direkte und vollständige Verbrennung der Biomasse (z. B. Reisschalen) technisch umgesetzt werden. Es wurde eine Abwind-Reisschalen-Feuerung entworfen (siehe in Abb. 2.3) und an der Universität für Land- und Forstwirtschaft in Ho-Chi-Minh-Stadt errichtet /22/. Diese besteht aus einem zylindrischen Gehäuse, in dem sich ein konzentrischer Rost und die Brennkammer befinden.

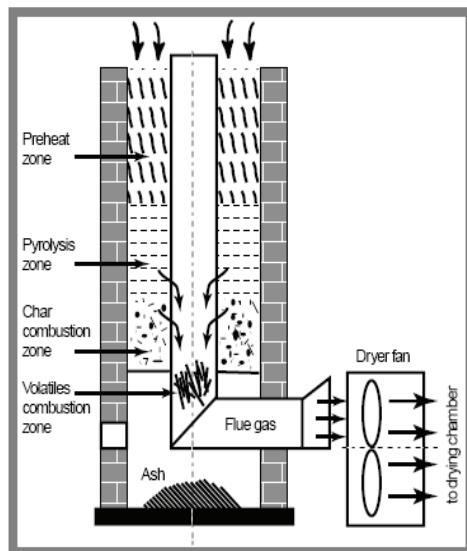


Abb. 2.3: Abwind-Reisschalen-Feuerung /22/.

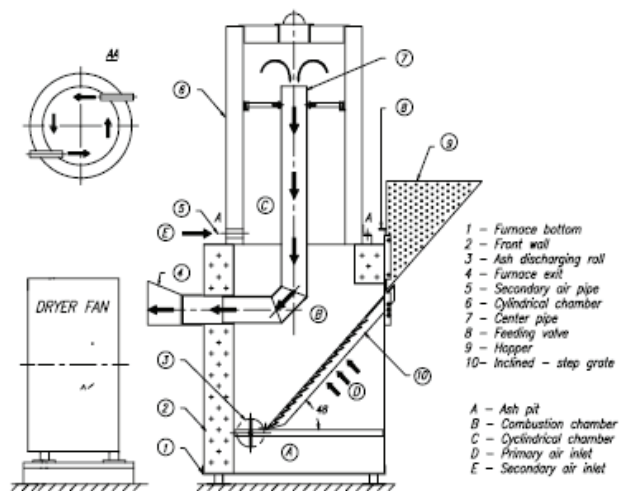


Abb. 2.4: Biomasseofen mit zylindrischer Brennkammer /23/.

Bei der Verbrennung der Reisschalen im Reaktor passieren die flüchtigen Produkte, die in der Pyrolysezone gebildet wurden, die Zone, in welcher der Pyrolysekoks verbrannt wird. Dadurch wird eine hohe Verbrennungstemperatur erzielt und damit die vollkommene und vollständige Verbrennung der flüchtigen Substanzen sichergestellt.

Eine weitere Bauform ist der Biomasseofen mit zylindrischer Brennkammer /23/, siehe Abb. 2.4. Dieser kann mit Reis- und Kaffeeschalen betrieben werden und zur Trocknung von Reis, Mais, Kaffee und anderen landwirtschaftlichen Produkten eingesetzt werden. Es können 8 t je Trocknungsvorgang umgesetzt werden.

Außerdem kann man in Vietnam die landwirtschaftlichen Abfallprodukte, wie Kaffeeschalen, Reisschalen, Kakaoschalen usw. in Verbrennungsöfen mit Biomassenfeuerung (s. Abb.2.5 und Abb.2.6) thermisch verwerten.

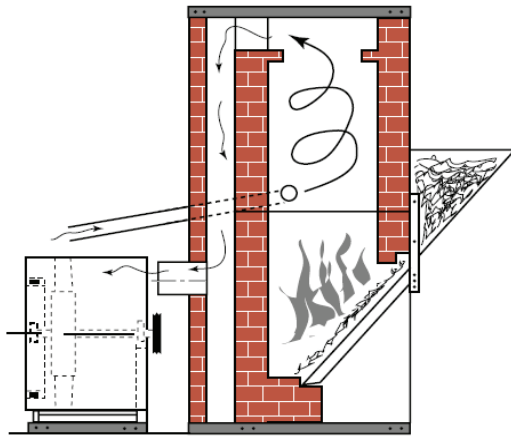


Abb.2.5: Ofen zur Verbrennung von Reisschalen /24/

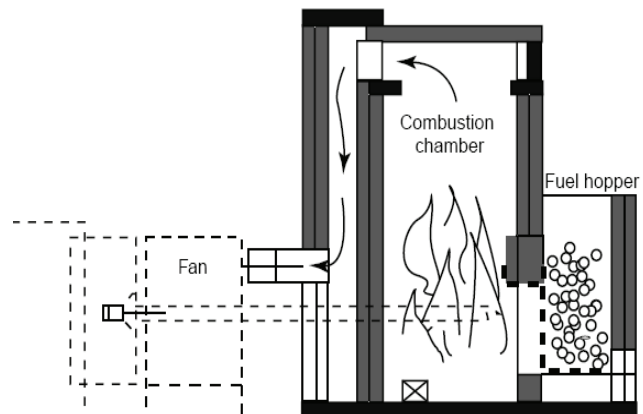


Abb.2.6: Biomasseofen zur Kaffeetrocknung /25/

Die Feuerungen können mit einer einfachen Trocknungsanlage (Fußboden- / Flachrost-Trockner) wie in Abb. 2.7 oder mit Tellertrockner, Drehtrommeltrockner und Dach-trockner kombiniert werden.

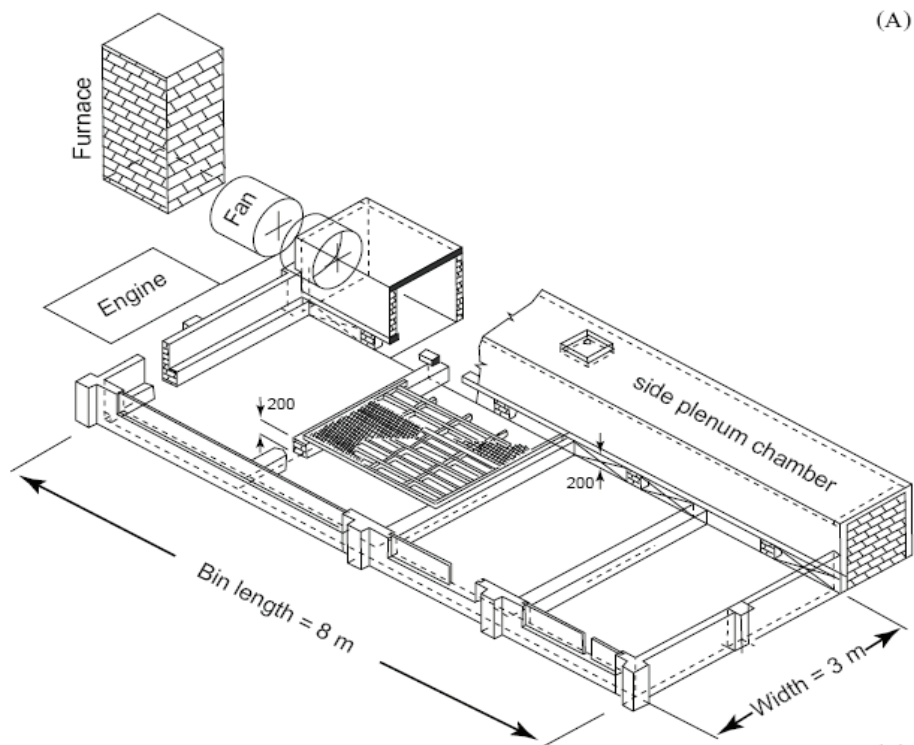


Abb.2.7: Biomasseofen für die Fußboden- / (Flachrost)Trocknungsanlage /25/.

2.4. Auswahl des Verfahrens zur Energienutzung

2.4.1 Auswahlkriterien für Brennstoffe

Biomasseenergie ist eine regenerative Energie, die im Vergleich zu vielen anderen regenerativen Energien entscheidende Vorteile aufweist: Biomasseenergie ist lager- und speicherbar, ist relativ gut transportierbar und in vielen Merkmalen ähnlich bestimmten fossilen Energieträgern /4,7/. Biomasseenergie ist damit umfassend anwendbar und ein Ersetzen fossiler Energieträger ist im Vergleich zu anderen regenerativen Energien relativ einfach möglich. Der Einsatz von Biomasseenergie ist durch eine breite Palette an unterschiedlichen Einsatzfeldern (d. h. Wärme, Strom und Kraft für den Traktionsbereich) und damit Energiewandlungstechniken gekennzeichnet /4,7/.

Kriterien, die die Auswahl von Biomassebrennstoff aus ökonomischer und technischer Sicht begründen /4,7/.

- Technische Eigenschaften werden aus physikalischen und chemischen Grundeigenschaften des Biomassebrennstoffs abgeleitet.
- Ökonomische Eigenschaften ergeben sich aus der Relation von Heizwert, Kosten von Biomassebrennstoff im Vergleich mit anderen Brennstoffen, wie z. B. fossilen Brennstoffen, Erdgas, Erdöl, usw.

Neben dem Vergleich der technischen und ökonomischen Eigenschaften von Biomassebrennstoffen und fossilen Energieträgern sind für die Beurteilung der Wirtschaftlichkeit auch Faktoren wie z. B. Anlagenkosten, Kredite, Zinsen, Strombezugskosten, Einspeiseerlöse für Strom und Personalkosten etc. heranzuziehen.

Die Relation des Heizwertes und der Kosten von Biomassebrennstoff mit anderen Brennstoffen aus Vietnam werden in Tabelle 2.12 gezeigt /4,7/.

Der Heizwert von traditionellen Materialien ist 1,5 bis 2,5-mal höher als von Biomasse, das entspricht ungefähr 1 kg Anthrazit. Jedoch liegt auch ihr Preis pro MJ rund 12 bis 18-mal höher als 1 MJ Reisschalen /4,7/. Damit liefert die Verwendung von Brennstoffen aus landwirtschaftlichen Abfällen günstigere Bedingungen als andere. Vietnam kann seine im Überfluss vorhandenen Energiequellen aus Biomasse nutzen, um Wärmeenergie, elektrische Energie oder wärmeausgekoppelte Energie zu erzeugen /4,7/.

Die Nutzung von Biomasseenergie ermöglicht für Vietnam neue effektive Verfahren in seiner Land- und Forstwirtschaft. Andere Ziele sind die Reduktion des Treibhauseffekts, die Diversifizierung seiner Energiequellen und eine steigende Versorgung mit elektrischer Energie für das gesamte Land. Zusätzlich können dadurch die gestiegenen Ölpreise ausgeglichen werden.

Tabelle 2.12: Vergleich der Brennstoffwirtschaftlichkeit von Biomasse mit anderen Brennstoffen aus Vietnam /4,7/

Biomasse-Brennstoffe			Fossile und flüssige Brennstoffe		
Brennstoff ¹⁾	Hu (MJ/kg Br) ¹⁾	Kosten (\$USD Cent)/MJ ²⁾	Brennstoff ¹⁾	Hu (MJ/kg Br) ¹⁾	Kosten (\$USD Cent)/MJ ²⁾
Reisschale	14,4	0,01 - 0,02	Braunkohle	11,3	0,44
Reisstroh	14,6 - 15,0	0,03	Torf	28,5	0,25
Maiskraut (Halm)	14,7	Kostenlos	Diesel	35,0	0,62
Maiskolben	15,4	Kostenlos	Erdgas	40,0	9,10
Kaffeeschale	16,6	Kostenlos	Anthrazit	31,4	0,26
Baumwollkraut (Halm)	16,4	Kostenlos			
Bagasse	8,2 - 16,2	Kostenlos			
Holz und anderes Holz	10,9 - 16,6	0,10 - 0,11			
Baumwollsamensamen	11,9	Kostenlos			
Kokosnussaußenschale	9,8	Kostenlos			
Kokosnussschale	17,9	Kostenlos			
Sägemehl des Holzes	18,5 - 19,0	Kostenlos			
Acajounussschale	24,0 - 25,0	Kostenlos			

¹⁾ Quelle /1,4,7, 26/; ²⁾ - Zustand: Jahr 2006, und Quelle: Vietnam Statistisches Jahrbuch, 2006

Landwirtschaftliche Abfälle wie z.B. Reisschalen, Reisstroh, Kaffeeschalen (siehe Tabelle 2.12, kostenlose Brennstoffe) werden in Vietnam derzeit unkontrolliert auf wilden Deponien und in Flüssen (siehe Abb. 2.8) entsorgt.



Abb.2.8: Abfallentsorgung in Vietnam 2006, Quelle: /27 & */

*- Bei: <http://lead.virtualcenter.org/en/dec/toolbox/Indust/BioBurEA.htm> (Febr. 2008)

2.4.2 Auswahlkriterien für den Apparat / das Verfahren

Eine Auswahl und Untersuchung von Feuerungsapparaten, mit den derzeit für die Nutzung verfügbaren Biomassebrennstoffen, erfolgt nur für elektrische Leistungsgrößen des Generators von ca. 2 MW. Die Apparate sind speziell für eine Nutzung von Biomassebrennstoffen, wie beispielsweise Reisschalen, Kaffeeschalen, Reisstrohbriketts

sowie im Besonderen Rapsschrot und Hanfschäben konzipiert. Dadurch bietet sich die Anlagenbauart besonders für einen Einsatz bei einem kleineren Wärmeleistungsbedarf an.

Zur Verbrennung fester Biomassebrennstoffe (Reisschalen, Kaffeeschalen, Rapsschrot, Hanfschäben,...) kommen für den hier vorliegenden Anwendungsfall zwei unterschiedliche Verbrennungssysteme in Frage. Es sind die Stationäre (SWSF) oder die Zirkulierende (ZWSF) Wirbelschichtfeuerung und die Rostfeuerung. Beide Systeme haben sich in ländlichen Anwendungsfällen bewährt /28-33/ und haben spezifische Vor- und Nachteile. Die wesentlichen charakteristischen technischen Unterschiede sind in Tabelle 2.13 beschrieben.

Tabelle 2.13: Vergleich der Verbrennungsanlagen /8,7,28,34/

Charakter	Wirbelschichtfeuerung	Rostfeuerung
Maximale Brennstoff-Stückgröße (Körnung)	Kleiner (< 4mm)	Größer (> 1cm)
Temperatur	800 - 880 °C	1200 - 1400 °C
Turbulenz	groß	gering
Wärmeübergang	sehr gut	gering
Brennstoff-Heizwertband	eher größer	eher eingeschränkt
Luftüberschuss	niedriger	höher
NO _x , CO- Emissionen	Grenzwert der TA- Luft 2002 können ohne Sekundärmaßnahmen eingehalten werden	Sekundärmaßnahmen für NO _x erforderlich (SNCR)
Eigenkraftbedarf	höher	niedriger
heutige Kesselleistungen	bis 200 MW	bis 100 MW
Feuerungswärmeleistung je Einheit	> 100 MW möglich	max. ungefähr 70 MW

TA- Luft 2002: „Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft, 2002“ /35/

Ausgewählte Ziele für die Verbrennung sind die Folgenden:

Die Umwandlung der Biomassenbrennstoffe, insbesondere die von landwirtschaftlichen Abfällen, kann nach verschiedenen Verfahrensprinzipien erfolgen. Dabei sind die Anlagentechnik und der Aggregatzustand des Energieträgers für die Auswahl des Brenners entscheidend.

Bei der WS-Methode wird ein Bett aus feinkörnigem, festen Inertmaterial mit Verbrennungsluft durchströmt, besonders bei der SWSF, (ungefähre Korngröße < 4 mm). Beim Erreichen der Fluidisierungsgeschwindigkeit des Inertmaterials verwirbelt die Luft das Inertstoffbett /8,34/.

Bis zum Erreichen der (höheren) Austragsgeschwindigkeit wird dieser Wirbelzustand beibehalten. Wenn dieser Punkt überschritten wird, werden die Partikel aus dem Wirbelbett ausgetragen und das Wirbelbett geht in eine Flugstaubwolke über /34/.

Die beim Verbrennungsprozess (Leistungsdichte » $0,3 \text{ MW/m}^2$) /8/ entstehende Wärme wird zum Teil durch Heizflächen abgeführt, die in die Wirbelschicht eintauchen und zum Teil durch Heizflächen im Rauchgasstrom /8,34/.

Mit der Tabelle 2.13 wird gezeigt, dass die Wirbelschichtfeuerungsanlage (besonders die SWSF-Anlage) zur Erfüllung der oben erwähnten Auswahlkriterien sehr gut geeignet ist.

Eine ausführliche Begründung wurde bereits in Abschnitt 2.4 gegeben.

Daraus ergibt sich als geeignete Verbrennungsmethode für RE, Hanfschäben, Mischung aus ihnen, Kakaoschalen, Rohglycerin usw. die SWSF-Anlage, wie sie am Lehrstuhl für Umwelttechnik (LUT) der Universität Rostock besteht.

Für die Verbrennungsversuche am LUT der Universität Rostock wurden Wärmeleistungsbereiche von 80 bis 200 kW für die Untersuchungen ausgewählt. Der Feuerungsapparat ist daher nicht nur für eine Verbrennung von Holz, Holzpellets, Waldholzpellets oder Weidenpellets geeignet, sondern er ist auch für eine Nutzung von Biomassebrennstoffen mit niedrigen Ascheschmelzpunkten, wie beispielsweise Reisschalen, Kaffeeschalen, Stroh, Reisstroh, Reisstrohbriketts und anderen ganzen Pflanzen, besonders Rapsextraktionsschrot und Hanfschäben technisch geeignet.

Zur Gewährleistung einer hohen Ausbrandqualität und eines hohen Wirkungsgrades ist der Bedienarbeitsplatz des Feuerungsapparates mit einer elektronischen Steuerungseinheit ausgerüstet. Mit dieser erfolgt eine gezielte Anpassung der Verbrennungsluftzufuhr und Brennstoffmenge in Abhängigkeit vom Verbrennungsluftüberschuss (Verbrennungsluftverhältnis) im Abgas (λ) sowie der Abgastemperatur durch Parametervorgabe an der Steuereinheit. Es wird der Überblick über die wichtigsten technischen Auswahlkriterien für den Apparat gegeben /8,14,17,18/.

3. Grundlagen der Wirbelschichttechnik

Im folgenden Kapitel wird ein Überblick zu den Grundlagen der Wirbelschichttechnik gegeben. Besondere Aufmerksamkeit gilt den technischen Anwendungsgebieten, mit dem Schwerpunkt auf die stationäre Wirbelschichtfeuerung zur Verbrennung von Biomasse. Des Weiteren wird die Energienutzung bei der Flugstromtrocknung erläutert.

3.1 Prinzip der Wirbelschicht

3.1.1 Grundprinzip und Betriebsdiagramm einer Wirbelschicht

Zur Beschreibung des Betriebsverhaltens einer Wirbelschicht (WS) ist die Kenntnis der Gasgeschwindigkeit im WS-Behälter notwendig. Hierzu wird der Begriff Leerrohrgeschwindigkeit eingeführt. Diese abgeleitete Größe beschreibt die Fluidgeschwindigkeit bezogen auf den leeren Querschnitt des WS-Behälters senkrecht zur Strömungsrichtung. Das die Wirbelschicht bildende Fluid kann ein Gas oder eine Flüssigkeit sein.

Da sich die Leerrohrgeschwindigkeit w_0 bei Gasen nach der Formel: $w_0 = \dot{V}_{\text{Gas}} / F_{\text{WS}} = w_{\text{Leer}}$ aus dem Gasvolumenstrom unter Betriebsbedingungen berechnet, ist w_0 eine Funktion der temperatur- und druckabhängigen Dichte des Gases /8/.

Im Allgemeinen sind Wirbelschichtreaktoren zylindrische Behälter mit einem Düsenboden. Sie sind mit dem zu behandelnden Gut gefüllt. Von unten nach oben wird dieses von einem Gas durchströmt. Je nach Geschwindigkeit des Gases können sich die drei Bereiche der Schüttschicht, der Wirbelschicht und der pneumatischen Förderung darstellen /8/ (s. Abb.3.1). Durch den so genannten Druckverlust Δp , d.h. die Druckdifferenz unter- und oberhalb der Schüttung, wird der jeweilige Bereich gekennzeichnet, den man über der Leerrohrgeschwindigkeit w_0 aufträgt. Die Abhängigkeit des Druckverlustes von der Strömungsgeschwindigkeit des Fluids und der sich einstellende Zustand der Wirbelschicht ist in Abb.3.1 schematisch dargestellt /8,36,37/.

Den prinzipiellen Verlauf für die homogene Wirbelschicht gibt (Abb.3.1) in doppelt-logarithmischer Auftragung wieder. Drei Bereiche werden mit zunehmender Leerrohrgeschwindigkeit (Strömungsgeschwindigkeit, bezogen auf den leeren Wirbelschicht-Apparat) durchlaufen:

Bereich I: Schüttschicht

Hier steigt der Druckverlust mit der Leerrohrgeschwindigkeit bis zum Lockerungspunkt an /8/. Der Druckverlust korreliert mit der Reynoldszahl. Es gilt $\Delta p \sim w_0$ ($Re_p < 3$), wenn es sich um eine zähe Durchströmung handelt, und $\Delta p \sim a * w_0 + b * w_0^2$ ($Re_p \geq 3$), wenn eine zäh-turbulente Durchströmung herrscht /36,38/.

Bereich II: Wirbelschicht

Die Schicht /36,38/ wird durch den Durchströmungswiderstand „getragen“. Im Fluid ist dessen Gewichtskraft mit dem Produkt aus Druckverlust und Strömungsquerschnitt im Gleichgewicht, so dass der Druckverlust vom Lockerungspunkt bis zum Austragspunkt nahezu konstant ist /8/. Das Feststoffvolumen (Partikelvolumen) V_P geht in das Volumen $V_{sch} = F_{WS} * H_{Ruhe}$ ein. Einen im Bereich II mit w_0 leicht ansteigenden Druckverlust zeigen auch praktisch ausgeführte Wirbelschichtanlagen, weil die zunehmende Bewegung der Partikel und die Wandreibung einen Druckverlust herbeiführen /8,36,37/. In diesem Bereich wird die Wirbelschichtfeuerung angewendet.

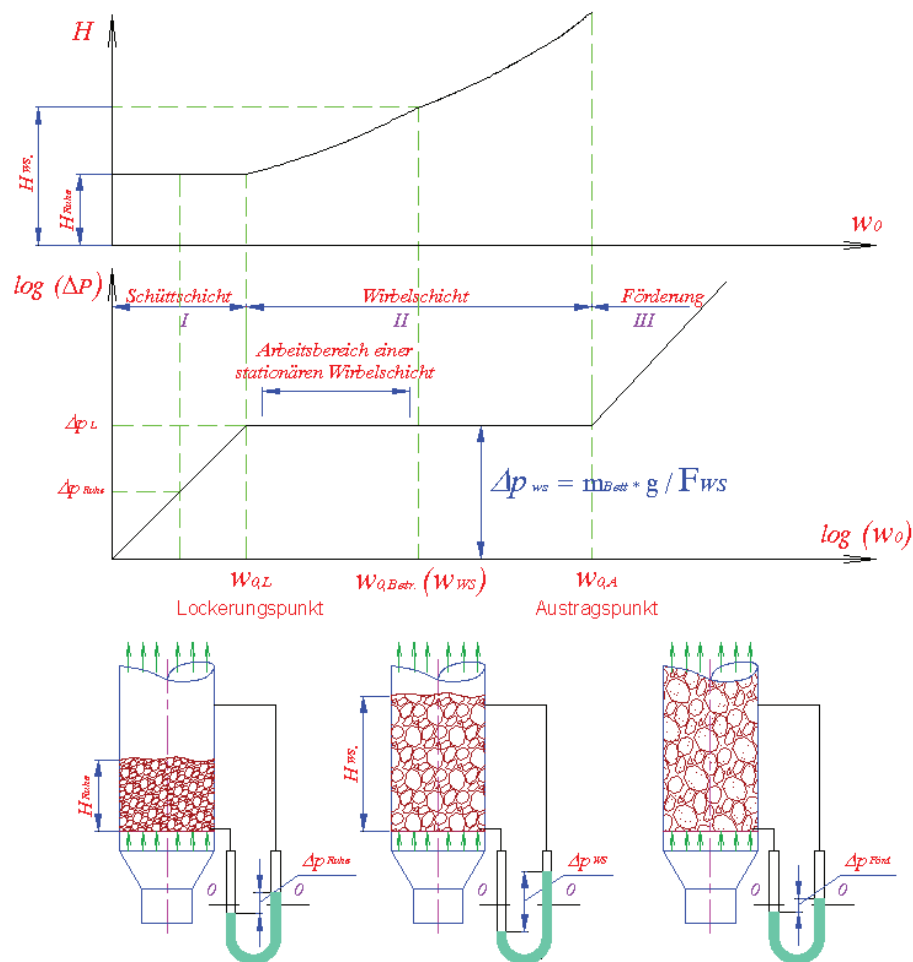


Abb. 3.1: Prinzipieller Druckverlustverlauf beim Übergang zwischen Schütt-, Wirbelschicht und pneumatischer Förderung /8,36,39/

Bereich III: Pneumatische Förderung

Die Anströmungsgeschwindigkeit der einzelnen Partikel erreicht deren Sinkgeschwindigkeit $w_{sg} \equiv (w_{0,A})$ und überschreitet diese. Sie werden demnach mit der Strömung nach oben ausgetragen und eventuell in anschließenden Rohrleitungen transportiert (pneumatische

Förderung). Im Wirbelschichtbehälter steigt der Druckverlust entsprechend dem eines vollturbulent durchströmten Rohrleitungselements oder Apparats mit dem Quadrat der Geschwindigkeit an ($\Delta p \sim w_0^2$) /36,38/. Bei konstanter Masse gibt es einen Bereich, in dem der Druckverlust mit der Leerrohrgeschwindigkeit ansteigt /8/.

Die Geschwindigkeit ist im Bereich der Wirbelschicht gerade so hoch, dass die von ihr erzeugte Auftriebskraft im Gleichgewicht mit der Summe aus Widerstandskraft der einzelnen Partikel der Schüttung und deren Gewichtskraft steht /36,38/. Die Partikel werden aufgelockert. Sie gehen in einen Fließzustand über (Fluidisation) /36,38,40/, dieser Bereich der Schüttung ist der Arbeitsbereich der Wirbelschicht und wird durch die Lockerungsgeschwindigkeit $w_{0,L}$ limitiert. Den Übergang von Wirbelschicht zu pneumatischer Förderung kennzeichnet die Austragsgeschwindigkeit $w_{0,A}$ /36,38/. Dieser Bereich wird für die Flugstromtrocknung angewendet.

3.1.2 Wirbelbedingungen

Um den Zustandsbereich einer Wirbelschicht zu erläutern, muss auf die wesentlichen Einflussgrößen eingegangen werden /8,37/. Diese sind:

- Eigenschaften der Partikel (Feststoff, Index „P“):

Korngröße (Partikeldurchmesser) d_P , Korngrößenverteilung, Partikeldichte ρ_P und Partikelform (z.B. Sphärizität $\varphi_{Sph.P}$), nach /8/ zeigt, dass zur Berücksichtigung des nicht idealen Verhaltens der Partikel ein Kornformfaktor $\varphi_{Sph.P}$ eingeführt wird:

Mit $\varphi_{Sph.P} = (\text{Oberfläche der Kugel gleichen Volumens})/(\text{Teilchenoberfläche})$,

$\varphi_{Sph.P} = 1$ (für Kugelform) und $\varphi_{Sph.P} < 1$ (keine Kugelform) /8/.

- Eigenschaften des strömenden Fluids (Index „F“):

Art des Fluids, Fluidichte $\rho_f = \rho_f(p, T)$, Kinematische Viskosität $\nu_f = \nu_f(p, T) = \eta_f / \rho_f$, Dynamische Viskosität $\eta_f = \eta_f(T)$ und Strömungsgeschwindigkeit w_f

- Temperatur sowie
- relatives Zwischenraumvolumen Ψ .

Es kommt dann zur Ausbildung einer Wirbelschicht, d.h. zum Schwebestand der einzelnen Partikel, wenn die Auftriebskraft $\vec{G}_{Ak,Ws}$ und die Widerstandskraft $\vec{G}_{Wk,Ws}$, die durch die Schüttung auf den Gasstrom ausgeübt wird, im Gleichgewicht mit der Schwerkraft $\vec{G}_{Sk,Ws}$ steht (Abb.3.2) /37/.

Hierfür gilt das Kräftegleichgewicht: $\vec{G}_{Sk,Ws} = \vec{G}_{Wk,Ws} + \vec{G}_{Ak,Ws}$ (3.1)

mit Gewichtskraft, $G_{Sk,Ws} = V_{Ws} \cdot (1 - \Psi) \cdot \rho_{P,Ws} \cdot g$ (3.2)

Auftriebskraft, $G_{Ak,Ws} = V_{Ws} \cdot (1 - \Psi) \cdot \rho_{f,Ws} \cdot g$ (3.3)

Widerstandskraft $G_{Wk,Ws} = F_{Ws} \cdot \Delta p_{Ws}$ (3.4)

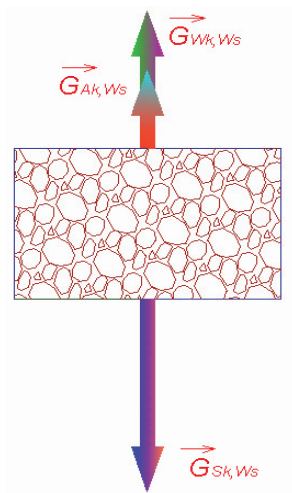


Abb.3.2: Kräftegleichgewicht am Wirbelbett /37,41/

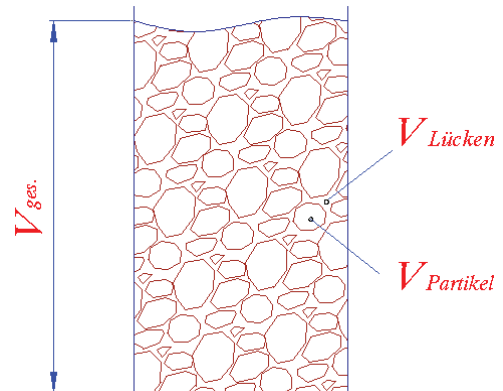


Abb.3.3: Darstellung des Lückengrades im Festbett /8,37,42/

Die Expansion der Wirbelschicht wird vom Lückengrad Ψ des Wirbelbettes (relatives Zwischenraumvolumen, Porosität) gekennzeichnet. Sie berechnet sich aus dem Verhältnis von Zwischenraumvolumen zum Gesamtvolumen des Wirbelbettes /8,37/.

Die Summe von Partikelvolumen V_P und Zwischenraumvolumen $V_{Lücken}$ /8/ ergibt das Gesamtvolumen V_{ges} der Schüttung (Abb.3.3).

$$V_{ges} = V_P + V_{Lücken} \quad (3.5)$$

Bezieht man Zwischenraumvolumen (mit "antreibendem" Fluid gefüllt) und Partikelvolumen auf das Gesamtvolumen der Wirbelschicht, so beträgt deren Summe /8/.

$$\frac{V_P}{V_{ges}} + \frac{V_{Lücken}}{V_{ges}} = 1 \quad (3.6)$$

Dabei ist der Lückenvolumen-Anteil oder die *Porosität* Ψ des Haufwerkes /8/.

$$\Psi = \frac{V_{ges} - V_P}{V_{ges}} = \frac{V_{Lücken}}{V_P + V_{Lücken}} \quad (3.7)$$

Hiermit: Ψ [-] - Porosität des Haufwerkes; V_P [m³] - Volumen der Partikel; $V_{Lücken}$ [m³] - Volumen der Lücken; V_{ges} [m³] - von der Schüttung eingenommenes Volumen.

Aus Gleichung (3.7) folgt der Anteil der Partikel /8,40/ zu.

$$\frac{V_P}{V_{ges}} = 1 - \Psi \quad (3.8)$$

Die Partikeldichte ρ_p ist somit stets größer als die Schüttdichte und lässt sich messtechnisch aus zwei Größen ermitteln; aus dem Partikelvolumen V_p und aus der Masse der Partikel m_p /8/. In einem gesonderten Messvorgang muss das übrige Volumen ermittelt werden /8/.

$$\rho_p = \frac{m_p}{V_p} \quad (3.9)$$

Die Partikeldichte ergibt sich aus Gleichung (3.5) und (3.9) /8/:

$$\rho_p = \frac{m_p}{V_p} = \frac{m_p}{V_{ges} - V_{Lücken}} \quad (3.10)$$

3.1.3 Lockerungspunkt

Im Lockerungspunkt (Wirbelpunkt) ist die Gewichtskraft gleich der Summe von Widerstandskraft und Auftrieb /37,42/. Wenn ein Festbett mit steigender Geschwindigkeit durchströmt wird, wird die ansteigende Widerstandskraft schließlich zur Lockerung und anschließend zur Auflösung des Festbettes führen /42,45/. Auch in diesem Punkt wird ein höherer Druckverlust einsetzen und dann den näherungsweise konstanten Wert erreichen, den die Wirbelschicht besitzt (s. Abb.3.1) /42/.

3.1.4 Ausdehnungsverhalten und Austragspunkt

Da unter praktischen Gegebenheiten die Partikel starken Wechselwirkungen (Reibung, Verzahnung, Kohäsion, usw.) unterliegen, ist eine präzise Ermittlung des realen Austragspunktes schwer möglich. Die Betrachtung eines kugelförmigen Partikels in einem gleichkörnigen Partikelverband bildet in zahlreichen Modellansätzen die Grundlage /37,41/.

Hierfür sind relevant /37,41/:

$$\text{Kräftegleichgewicht: } \vec{G}_{Sk,P} = \vec{G}_{Wk,P} + \vec{G}_{Ak,P} \quad (3.11)$$

$$\text{Gewichtskraft: } G_{Sk,P} = V_p \cdot \rho_p \cdot g = \frac{\pi}{6} \cdot d_p^3 \cdot \rho_p \cdot g \quad (3.12)$$

$$\text{Auftriebskraft: } G_{Ak,P} = V_p \cdot \rho_f \cdot g = \frac{\pi}{6} \cdot d_p^3 \cdot \rho_f \cdot g \quad (3.13)$$

$$\text{Widerstandskraft: } G_{Wk,P} = \frac{\rho_f}{2} \cdot A_{Q,P} \cdot (w_f - w_p)^2 \cdot c_w(\text{Re}_p) \quad (3.14)$$

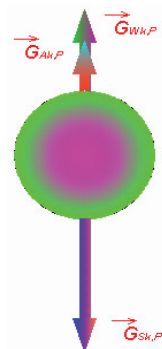


Abb.3.4: Kräftegleichgewicht am ideal angeströmten Einzelpartikel /41/

Der Zusammenhang zwischen der Sinkgeschwindigkeit einer Kugel und ihrem Durchmesser bildet sich nach dem *STOKE*'schen Gesetz für das Kräftegleichgewicht an einem umströmten Einzelkorn (Abb.3.4) /40,41/.

$$(\rho_p - \rho_f) \cdot \frac{\pi}{6} \cdot d_p^3 \cdot g = \frac{\rho_f}{2} \cdot w_{f,sg}^2 \cdot d_p^2 \cdot c_w \quad (3.15)$$

$$\text{beziehungsweise: } w_{f,sg}^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \cdot \frac{g \cdot d_p}{c_w} \quad (3.16)$$

wobei $c_w = f(Re_p)$, siehe auch VDI-Wärmeatlas, Abschn. Lcb. von *WIRTH* /40/.

Wie in Gleichung (3.16) zu sehen ist, sind sowohl der Partikeldurchmesser d_p als auch die Sinkgeschwindigkeit $w_{f,sg}$ über den Widerstandsbeiwert c_w doppelt in ihr enthalten. Die Gleichung lässt sich dadurch nicht explizit lösen.

Nach *MARTIN* /43/, *WIRTH* /40/, *RICHARDSON* und *ZAKI* /44/ kann das Ausdehnungsverhalten homogener Flüssigkeit-Feststoff-Wirbelschichten am einfachsten näherungsweise für den gesamten Porositätsbereich mit der in Gl. (3.17) angegebenen Beziehung dargestellt werden. Dabei bezeichnet w_{ws} die Sinkgeschwindigkeit ($w_{sg} \equiv w_{0,A}$) eines Einzelteilchens im unendlich ausgedehnten Medium. Sie wird als Funktion des Hohlraum-Volumenanteils Ψ beschrieben.

$$\frac{w_{ws}}{w_{0,A}} = \Psi^n \quad (3.17)$$

Gleichung (3.17) besagt für $w_{ws} = w_{sg} \equiv w_{0,A}$, dass bei Erreichen der Sinkgeschwindigkeit des Einzelkorns, die Porosität Ψ gleich eins wird und somit die Feststoffpartikel aus der Wirbelschicht ausgetragen werden. Es kommt zum Austrag des Partikels aus der Wirbelschicht, wenn die Leerrohrgeschwindigkeit w_f größer als die Sinkgeschwindigkeit des Einzelkornes ist /37,44,45/.

3.1.5 Einordnung der Wirbelschicht und Förderung in das Zustandsdiagramm

Das Diagramm zur Darstellung von Gas-Feststoffpartikelströmungen wurde von *REH* /46/ mit Hilfe von Verknüpfungen dimensionsloser Kennzahlen entwickelt. Der mittlere Partikeldurchmesser und Partikeldichte gelten als charakterisierende Größen für Partikel. Die kinematische Viskosität, die Leerrohrgeschwindigkeit und die Dichte des Fluids sind weitere typische Charakteristika /8,46,47/. Die Feststoffpartikelströmung wird durch die Archimedes-Zahl beschrieben. Die Reynoldszahl des Feststoffpartikels und Froude-Zahl sind durch den Partikeldurchmesser und die Leerrohrgeschwindigkeit ineinander überführbar (s. Abb.3.5) /42,46/.

Das Diagramm zeigt, dass die Bereiche für die stationäre Wirbelschicht sowie die technische Förderung der Flugstromtrocknung verwendet werden.

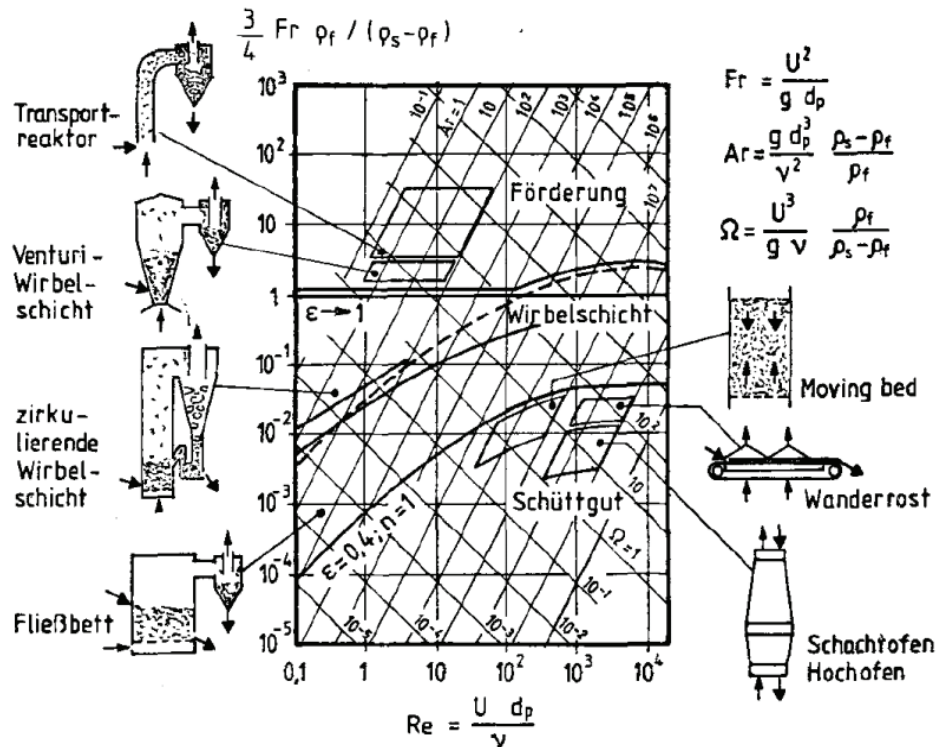


Abb.3.5: Wirbelschicht und Förderung im Zustandsdiagramm nach Reh /46,48/

3.2 Gas/Feststoff-Wirbelschichten

3.2.1 Blasenbildende Wirbelschichten

1. *Schüttguttypen*: Das Fluidisationsverhalten wird in Gas/Feststoff-Wirbelschichten maßgeblich durch die Feststoffpartikel (Schüttgut) beeinflusst. GELDART /49/ und WIRTH /40/ konnten durch Auswertung einer Vielzahl von Wirbelschichtexperimenten vier unterschiedliche Typen von Schüttgütern kennzeichnen und voneinander abgrenzen. Als charakteristische Größen benutzte er den mittleren Partikeldurchmesser d_p und die Dichtedifferenz zwischen den Feststoffpartikeln und dem Fluidisiergas ($\rho_p - \rho_f$). Im sogenannten Geldart-Diagramm sind in (Abb.3.6) die einzelnen Schüttguttypen gegeneinander abgegrenzt. WIRTH /40/ und MOLERUS /50/ konnten zeigen, dass es zwischen den Schüttgutklassen C, A und B statt fester Grenzen Übergangsbereiche gibt.

Die Erscheinungsbilder von Gas/Feststoff-Wirbelschichten sind vielseitig. Das kommt daher, dass für die sich ausbildenden Strukturen eine ganze Reihe von Partikeleigenschaften maßgebend sind. Nach GELDART /49/ lassen sich die Feststoffe in vier Klassen einteilen. Diese Einteilung erfolgt aus der Sicht ihres grundsätzlichen Verhaltens in einer Wirbelschicht. Sie ist in der folgenden (Tabelle 3.1) dargestellt /36,52/:

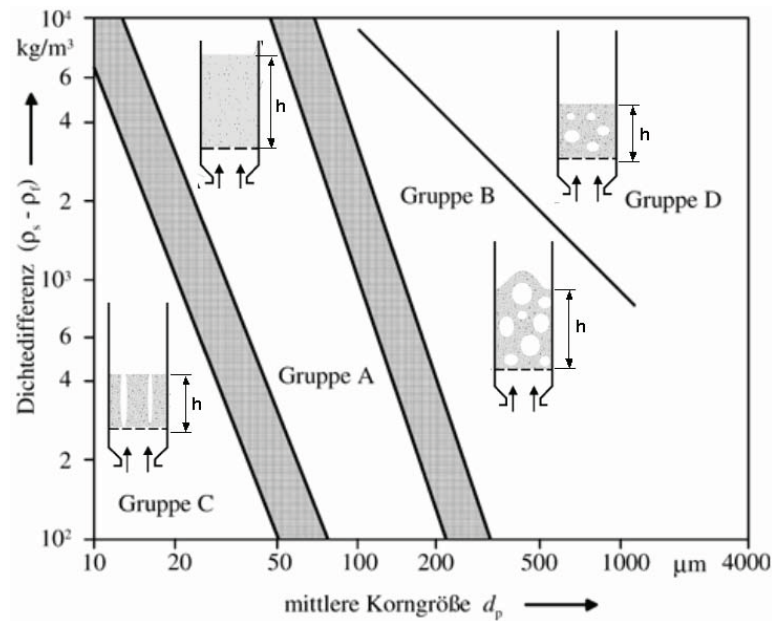


Abb.3.6: Abgrenzung der Schüttguttypen im GELDART /49/- Diagramm, Grenzlinien nach MOLERUS /50/, /51/.

Tabelle 3.1: Charakterisierung der Schüttguttypen /8,36,52/

Gruppe	Bereich der Partikelgröße [μm]	Bereich der Dichte [kg/m³]	Grundlegende Beschreibung der Wirbelschicht
A	20 ... 110	ca. 1350	Die Schicht erreicht nach Lockerung das Zwei- bis Vierfache der Höhe im Lockerungspunkt. Bei weiterer Erhöhung der Geschwindigkeit setzt Blasenbildung ein. Die Aufstiegsgeschwindigkeit der Blasen übersteigt ihre Geschwindigkeit in der Schicht.
B	80 ... 500	1350 ... 4500	Blasenbildung setzt unmittelbar nach Erreichen des Lockerungspunktes ein. Nur im geringen Maße expandiert die Schicht. Größer als die Geschwindigkeit des Fluids in den Zwischenräumen ist die Aufstiegsgeschwindigkeit der Blasen. Mit zunehmender Höhe wachsen die Blasen. Gegenüber den Kraftwirkungen durch das Fluid sind die Haftkräfte zwischen den Partikeln zu vernachlässigen.
C	15 ... 50	unspezifisch	Starke Kohäsionskräfte wirken zwischen den Partikeln, deren Einfluss wesentlich stärker ist als der der Wechselwirkungskräfte mit dem Fluid. Im eigentlichen Sinne bildet sich eine Wirbelschicht nicht aus; entweder bilden sich Durchbrüche, durch die das Fluid strömt, oder die Schicht bewegt sich im Ganzen.

D	> 1000	hohe Partikel- dichten brauchen zur Fluidisierung relativ große Gasgeschwin- digkeiten	Notwendig für das Erreichen des Lockerungspunktes ist eine hohe Fluidgeschwindigkeit. Geringer als die Geschwindigkeit des Fluids in den Zwischenräumen ist die Aufstiegs- geschwindigkeit der Blasen. Die Partikel werden selbst von unten nach oben durchströmt.
---	--------	--	---

Nach /8/ wird gezeigt, dass die Haufwerke der Klassen D und B für die Wirbelschichtfeuerung eingesetzt werden. Wobei die Haufwerke der Klasse D gegenüber den feinkörnigeren Gütern der Klasse B höhere spezifische Wärmeleistungen q [kW/m^2] aufweisen. Die jeweilige Grenze der Klasse „B/D“ werden für die Wirbelschichtfeuerungsprozesse angewendet /8/.

2. *Lokale Struktur*: Das Auftreten von Gasblasen ist eine charakteristische Eigenschaft der Gas-Wirbelschicht. Die Wirbelschicht passiert das übrige Gas in Form von praktisch feststofffreien Gasblasen. Aus der Beobachtung einzelner Blasen lassen sich die wesentlichen Züge der Wirkung der Gasblasen auf die Eigenschaften einer Wirbelschicht bei gering über den Lockerungspunkt fluidisierten Betten erklären. JACKSON /53/ und WIRTH /40/ geben einen umfassenden Überblick über den Kenntnisstand für theoretische sowie CLIFT und GRACE /54/ für experimentelle Untersuchungen.

Die verschiedenen theoretischen und experimentellen Befunde kann man zu folgendem Bild zusammenfassen (vergleiche Abb.3.7):

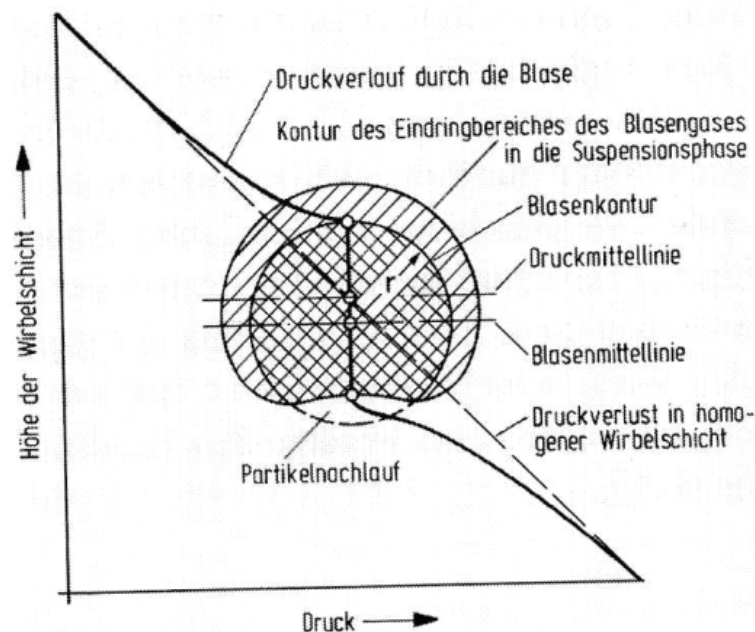


Abb.3.7: Einzelblase mit Blasengasverteilung und Druckverlauf /55/

3. *Stationäre Wirbelschicht*: Die stationäre Wirbelschicht (SWS) /8,56/ ist durch eine genau definierte Betthöhe und entsprechend hohe Wirbelschichtdichte festgelegt. Die Porosität Ψ ergibt sich aus der Geschwindigkeit im Wirbelbett. Die Korngröße wird relativ grob gewählt, so dass nur ein geringer Staubaustrag stattfindet. Die aus der Wirbelschichtfeuerung austretenden Rauchgase geben ihre Energie an den nachgeschalteten Berührungsheizflächen der Überhitzer und Speisewasservorwärmer ab /8,56/ (Näheres siehe in Kapitel 4). Der Wirbelkammer sind konstruktive und leistungsmäßige Grenzen gegeben. Die Grenzwerte der spezifischen Grundflächenbelastung liegen ungefähr bei 0,5 bis 2 MW_{th}/m² /56/. Auch wird bei größeren Brennstoffdurchsätzen die Luftverteilung schwieriger.

3.2.2 Vorteile und Nachteile der Gas/Feststoff-Wirbelschichten

1) Die Vorteile der Gas/Feststoff-Wirbelschichten sind:

- Durch flüssigkeitsähnliches Verhalten der Wirbelschicht einfache Handhabung und Transport des Feststoffs,
- infolge intensiver Feststoffdurchmischung gleichmäßige Temperaturverteilung,
- durch kleine Korngrößen des Feststoffs große Austauschfläche zwischen Feststoff und Gas,
- sowohl zwischen der Wirbelschicht und eintauchenden Heiz- und Kühlflächen als auch zwischen Feststoff und Anströmgas hohe Wärmeübergangszahlen /40,55/.

2) Diesen Vorteilen stehen als Nachteile gegenüber:

- Der Austrag des Feststoffs erfordert aufwändige Feststoffabscheidung und Abgasreinigung,
- intensive Feststoffbewegung kann zur Erosion an Einbauten und zu nennenswertem Abrieb des Feststoffs führen,
- eine Agglomeration des Feststoffs kann das Zusammenbrechen der Fluidisation zur Folge haben,
- eine hohe Rückvermischung des Gases reduziert den Umsatz einer chemischen Reaktion,
- nur in Mehrstufen-Anordnungen ist ein Gegenstrom Gas/Feststoff angenähert zu verwirklichen,
- im Fall einer katalytischen Reaktion bedeutet Blasenentwicklung unerwünschten Bypass beziehungsweise sehr breite Verweilzeitverteilung des Reaktionsgases,
- unter Umständen ist Maßstabsvergrößerung von Wirbelschichten schwierig /40,55/.

3.3 Technische Wirbelschichtfeuerung

Dieser Abschnitt beschreibt Stand und Entwicklung der WSF-Technologie, sowie deren Marktpotenziale. Von den im Folgenden vorgestellten atmosphärischen und druckauf-

geladenen WSF-Systemen soll der Schwerpunkt auf den atmosphärischen Systemen liegen, da sich diese Technologie bezüglich Kosten und Betrieb bewährt hat /57/.

Die Schlüsseleigenschaft des Wirbelschichtfeuerungsprozesses ist im Vergleich zu der konventionellen Kohleverbrennung die in-situ-Behandlung von SO_2 und die verhältnismäßig niedrige Betriebstemperatur von ca. 850°C . Kohle und Sorptionsmittel werden in die Wirbelschichtfeuerung (s. Abb.3.8 und 3.9) gebracht, während Luft durch den Luftverteiler im Boden der Wirbelschicht geblasen wird /8,57/.

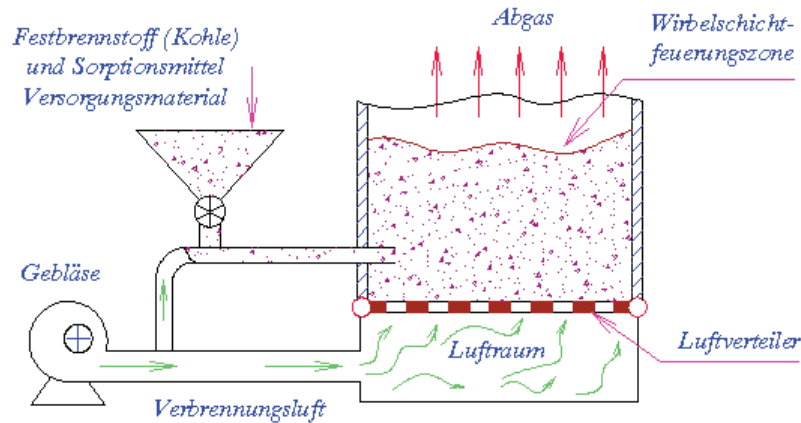


Abb. 3.8: Wirbelschichtfeuerungsprozess /57/

Die Wirbelschichtfeuerung lässt sich verfahrenstechnisch zwischen Rost- und Staubfeuerung einordnen (s. Abb.3.10).

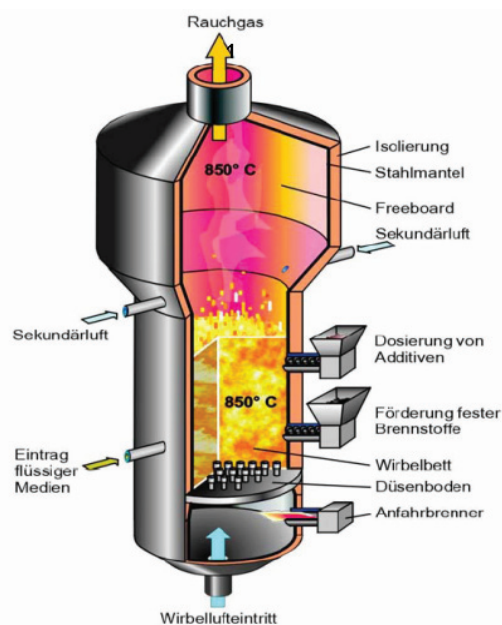


Abb.3.9: Stationäre Wirbelschichtfeuerung /8/

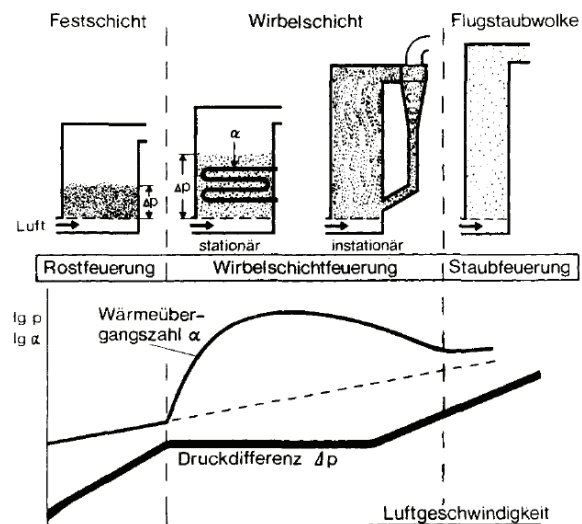


Abb.3.10: Verfahrenstechnische Einordnung der WSF /58/

Für den Feuerungsbereich kann man drei Varianten der Wirbelschicht unterscheiden. Liegt für niedrige Anströmgeschwindigkeiten ein Bett in Form einer dichten, mit Blasen durchsetzten Schicht vor, nennt man es „stationäre“ Schicht /8,57/. Zwei Varianten wurden hier entwickelt : die „Tiefbetttechnik“ mit Wirbelschichthöhen bis zu ungefähr 1,5 m sowie die „Flachbetttechnik“ mit Schichthöhen von ungefähr 20 cm /57/.

Die Wirbelschichtfeuerung /8/ ist eine Feuerung, die in einer Wirbelschicht aus heißer Verbrennungsluft und aus zerkleinertem Brennstoff und inertem Bettmaterial stattfindet. Das inerte Bettmaterial gleicht das Missverhältnis zwischen dem Fluidisationsluftbedarf und Verbrennungsluftbedarf des Brennstoffes aus.

Brennstoff und Bett werden über dem Düsenboden in der Schwebelage gehalten und fluidisiert. Die zerkleinerten Brennstoffpartikel haben eine große Oberfläche, so dass ein guter Ausbrand erfolgen kann. Die starke turbulente Strömung hat eine sehr gute Impuls- und Wärmeübertragung zur Folge, so dass in der Wirbelschicht eine gleichmäßige Temperatur herrscht.

Die Quellen *STEINBRECHT* /15,16/, *TUNG* und *STEINBRECHT* /59/ sowie *BEU* /60/ zeigen, dass die Entstickung durch Absenkung der Sauerstoffkonzentration im Rauchgas mit Hilfe von Bettheizflächen erfolgen kann. Außerdem wurde der Einfluss der Sauerstoffkonzentration im Abgas auf die CO-Emission untersucht. Auch bei hoher Wärmeauskopplung und geringer O₂-Konzentration im Abgas liegt die CO-Emission deutlich unter dem Grenzwert der TAL-02. Der Nachweis einer sauberen Verbrennung von Brennstoff in Verbindung mit Wärmeauskopplung aus dem Wirbelbett ist damit erbracht /15,16,59,60/, Versuchsergebnisse sind hierzu im Kapitel 5 näher beschrieben.

Man kann sich vorstellen, dass die Wirbelschichtverbrennung vielfache Anwendungen hat. Prinzipiell können bei beiden Verfahrensgruppen feste, flüssige, gasförmige Brennstoffe oder Mischungen aus ihnen verwendet werden /8/. Gliedert man die wichtigsten technischen Anwendungen der Wirbelschichtverbrennung nach Reaktionstyp und Aggregatzustand des Feststoffes, so erhält man eine Aufstellung gemäß /8,61/ Tabelle 3.2.

Wie man schon aus der Zahl der in (Tab. 3.2) aufgeführten Beispiele sehen kann, nimmt mit dem Übergang zu flüssigen und gasförmigen Brennstoffen der Anwendungsbereich der Wirbelschichtverbrennung stark ab /8,61/. Das Wirbelschichtprinzip begünstigt die Feststoffverbrennung wegen der Möglichkeit, hohe Feststoffverweilzeiten einzuhalten und wegen seiner hervorragenden Feststoffdurchmischung. Über die in der Tabelle dargestellten Feststoffe hinaus, sind WSF sehr gut für Brennstoffe, wie Holz, Kunststoffe, Müll /63/ und insbesondere Biomasse geeignet /8/ (s. Abb.3.9 und Abb.3.10).

Tabelle 3.2: Technische Anwendung der Wirbelschichtverbrennung /8,61,62/

Aggregat- zustand des Brenn- stoffes	- Exotherme Verbrennungsreaktionen	- Verbrennung zur gleichzeitigen Beheizung endothermer Prozesse
flüssig	- Sulfit- Ablaugenverbrennung - Flüssigschwefelverbrennung in der Sandwirbelschicht	- Beheizung von Calcinierreaktionen (wie z.B. Kalkbrennen, Phosphatcalcination) - Abfallschwefelsäurespaltung im Sandbett - Beizbad-Regeneration durch FeCl_2 -Spal- tung
gasförmig	-	- Reduktionsgasteilverbrennung zur Beheizung von Reduktionsprozessen
fest	- Röstung von Metallsulfid (wie Pyrit, Zinkblende usw.) - Abbrennen des dem Katalysator von der katalytischen Crackung anhaften- den Kohlenstoffs - Kaffee-Rückstände - Verbrennung von Klärschlämmen hohen Heizwertes (getrocknet) - Verbrennung von Kohlen niederer Heizwerte oder Ölschiefer	- Kohle-Vergasung im Winkler-Generator - Eisensulfat-Spaltung im Pyrit-Röstofen - Fluid coking (engl.) - Pyrolyse von agglomerierenden Kohlen
Kombination fest/ flüssig/ gasförmig	- Verbrennung von ölhaltigen Raffinerie- und Kohlenstoff- Schlämmen im Sandbett mit Raffineriegas-Beheizung	-

3.4 Wärmeübertragung in Wirbelschichten

Zur Fluidisierung von Feststoff-Partikeln /43/ durch ein strömendes Gas oder eine Flüssigkeit muss die Fluidgeschwindigkeit (Wirbelschichtgeschwindigkeit) w_{WS} zwischen der Lockerungsgeschwindigkeit $w_{0,L}$ und der Austragsgeschwindigkeit $w_{0,A}$ (*Wirbelschicht im Übergang zur pneumatischen Förderung*) liegen. Die Ungleichung (3.18) beschreibt also den Existenzbereich einer Wirbelschicht.

$$w_{0,L} < w_{WS} < w_{0,A} \quad (3.18)$$

In diesem Abschnitt soll gezeigt werden, wie man den Wärmeübergangskoeffizient α zwischen Fluidströmung und Partikeln in einer Wirbelschicht berechnen kann. Der

Wärmeübergang zwischen dem Wirbelbett und dem eingebauten Wärmeübertrager ist von drei voneinander unabhängigen und parallel verlaufenden Energietransportvorgängen abhängig /43/. Die Wärme wird zwischen den Feststoffpartikeln und der Oberfläche des Wärmeübertragers (Partikelkonvektion) und zwischen den Feststoffpartikeln und dem strömenden Gas (Gaskonvektion) übertragen. Zusätzlich dazu spielt gerade auf hohem Temperaturniveau der Einfluss der Wärmestrahlung auf den Wärmeübergang eine nicht zu vernachlässigende Rolle /38/.

$$\alpha = \alpha_p + \alpha_G + \alpha_S \cong \frac{\dot{Q}_{(f-p)}}{A \cdot (\vartheta_f - \vartheta_{p,O})} \quad \text{in } \frac{W}{m^2 K} \quad (3.19)$$

Dabei ist: Wärmeübergang durch Partikelkonvektion (α_p), Gaskonvektion (α_G), Wärmestrahlung (α_S), $\dot{Q}_{(f-p)}$ der über die gesamte Partikeloberfläche A_p vom Fluid an die Partikel übertragene Wärmestrom und $(\vartheta_f - \vartheta_{p,O})$ die über die Übertragungsfläche gemittelte treibende Temperaturdifferenz zwischen dem Fluid und der Partikeloberfläche. Für Partikel konstanter Oberflächentemperatur $\vartheta_{p,O}$ gilt in einer rückvermischungsfreien Fluidströmung („Kolbenströmung“) /38,43/:

$$(\vartheta_f - \vartheta_{p,O}) = \frac{(\vartheta_{f,ein} - \vartheta_{f,aus})}{\ln \left(\frac{\vartheta_{f,ein} - \vartheta_{p,O}}{\vartheta_{f,aus} - \vartheta_{p,O}} \right)} = \Delta \vartheta_{ln} \quad (3.20)$$

Im Falle der totalen Rückvermischung der Fluidströmung („idealer Rührkessel“) gilt /43/:

$$(\vartheta_f - \vartheta_{p,O}) = \vartheta_{f,aus} - \vartheta_{p,O} = \vartheta_{aus} \quad (3.21)$$

Die Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten α_{f-p} über die NUSSELTzahl erfolgt bei GNIELINSKI /64/, MARTIN /43/ nach dem Zusammenhang:

$$Nu_{Festbett} = [1 + 1,5 \cdot (1 - \Psi)] \cdot Nu_{Einzelkugel}(\text{Re}_{A,P}, \text{Pr}) \quad (3.22)$$

$$\text{Mit: } Nu_{Einzelkugel} = 2 + \sqrt{Nu_{lam}^2 + Nu_{turb}^2}, \quad (3.23)$$

$$\text{Mit: } Nu_{lam} = 0,664 \cdot \sqrt[3]{\text{Pr}} \cdot \sqrt{\text{Re}_{A,P}}, \quad (3.24)$$

$$\text{Mit: } Nu_{turb} = \frac{0,037 \cdot \text{Re}_{A,P}^{0,8} \cdot \text{Pr}}{1 + 2,443 \cdot \text{Re}_{A,P}^{-0,1} \cdot (\text{Pr}^{2/3} - 1)}, \quad (3.25)$$

$$\text{Und: } \text{Re}_{A,P} = \frac{\text{Re}}{\Psi} = \frac{w \cdot d_p}{\nu \cdot \Psi} \quad (3.26)$$

Einige experimentelle Ergebnisse zeigen einen Verlauf von $Nu(Re)$ mit einem schwach ausgeprägten Maximum /43/. Da die Ungenauigkeit experimenteller Untersuchungen üblicherweise um einiges größer ist als der dargestellte Unterschied zwischen den Werten für Einzelkugel und Festbett, kann in erster Näherung der Wärmeübergangskoeffizient im Existenzbereich der Wirbelschicht aus der Beziehung nach Gl. (3.27) berechnet werden /38/.

$$Nu_{\text{Wirbelschicht}} \approx Nu_{\text{Einzelkugel}}(Re_{Sg}, Pr) \quad (3.27)$$

Nach diesem Sachverhalt ist der Wärmeübergang zwischen Fluid und Partikel im Existenzbereich der Wirbelschicht $Re_{0,L} < Re_{WS} < Re_{0,A}$ von der Erdbeschleunigung g , vom Partikeldurchmesser d_p , von der Partikeldichte ρ_p und den Stoffwerten des Trägerfluids ($\rho_f, c_{p,f}, \eta_f, \lambda_f$), nicht aber von der Fluidgeschwindigkeit w abhängig /38,43/. Die Berechnung des Wärmeübergangs durch Partikelkonvektion (α_p), Gaskonvektion (α_g) und Wärmestrahlung (α_s) ist im VDI-Wärmeatlas, Abschn. „MF“ von MARTIN /43/ beschrieben /38/.

3.5 Wirbelschichtfeuerung in Verbindung mit einem Wärmeübertrager /Dampferzeuger

Heizwertreiche Biomasseabfälle können in einer SWSF in Verbindung mit im fluidisierten Wirbelbett eingebauten Bettheizflächen verbrannt werden. Wärme wird dabei über diese Bettheizflächen zur Energieerzeugung ausgekoppelt (s. Abb.3.11 /65-67/ und weitere siehe Abschnitt 5.3.2). Abbildung 3.11 /65,66/ zeigt eine ausgeführte Anlage mit Bettheizflächen und nachgeschalteten Großwasserraumkessel (2,5 t/h Sattdampf bei 13 bar).

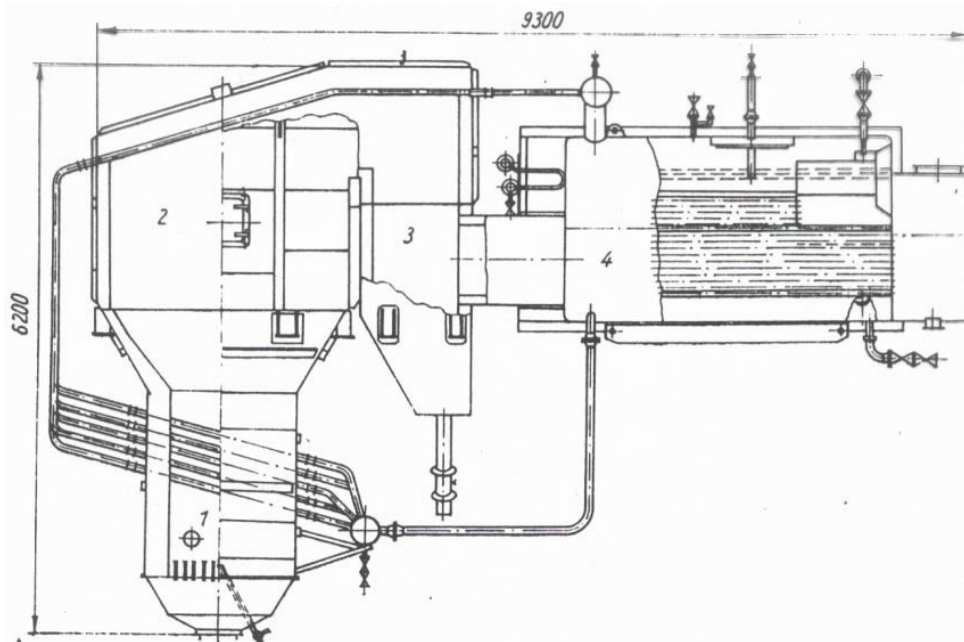


Abb.3.11: Schematische Darstellung des Wirbelschichtteils des untersuchten Dampferzeugers mit Anordnung der Wärmeauskopplung durch Bettheizflächen /65,66/

1 - Wirbelschicht; 2 - Gekühlter Freeboard; 3 - Leertzug; 4 - Dreizügiger Großwasserraumkessel

Die Abgaswärme nach der Feuerung kann zur Wärmeerzeugung eines Dampfkraftprozesses (s. Abb.3.12) /8,67/ oder gleichzeitig für einen Dampfkraftprozess und eine Trocknungsanlage (KWK-Anlage: Kraft-Wärme-Kopplung Anlage) genutzt werden /5/. Solche Wirbelschichtfeuerungen können die „Feuerung“ von Dampfkesseln bilden. WSF des Dampfkessels: In stationäre WSF-Systeme wird Luft am Boden der Verbrennungsanlage eingeführt, während Feststoff und Sorptionsmittel durch das Unterbett-Zufuhrsystem oder über dem Bett (Überbett-Zufuhrsystem) eingeführt werden /65-67/.

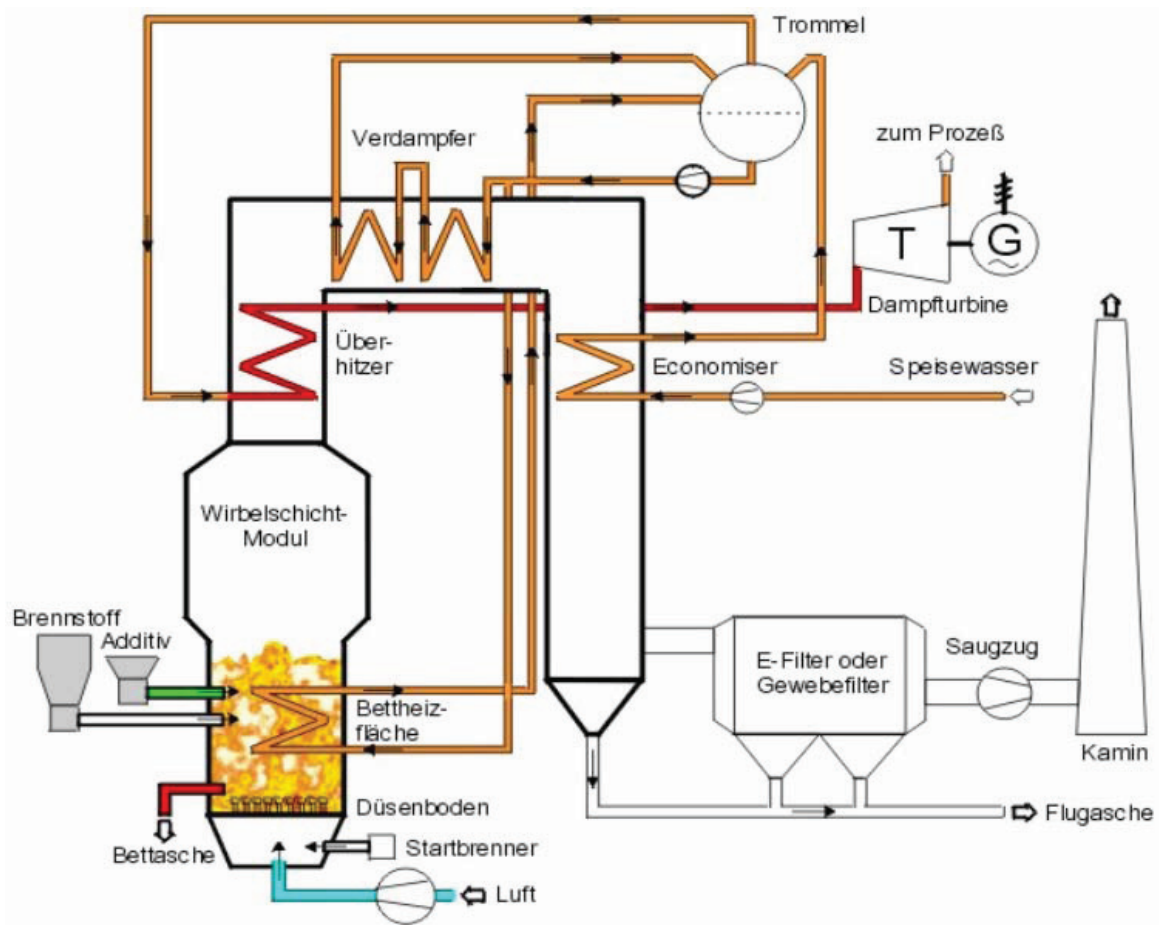


Abb.3.12: SWSF in Verbindung mit Wärmeauskopplung aus dem fluidisierten Bett und integriertem Dampfkraftprozess /8,67/

4. Dimensionierung einer SWSF mit Kraft-Wärme-Kopplungsanlage für vietnamesische Biomasse

Das Ziel im folgenden Kapitel sind Modelluntersuchungen in dezentralen Anlagen, für die im Rahmen dieser Arbeit ein komplexes Modell erstellt wurde, das als Basis für die nachfolgenden Untersuchungen dient:

- *Nutzung der stationären Wirbelschichtfeuerungs-methode mit unterschiedlichen Temperaturen zur Verbrennung von verschiedenen Biomassen zur energetischen Verwertung. Grundlage für die Modelluntersuchungen ist Biomasse aus Deutschland sowie Biomasse aus Vietnam.*
- *Nutzung der Flugstromtrocknungsmethode zur Trocknung landwirtschaftlicher Produkte.*

Die energetische Nutzung von landwirtschaftlichen Abfällen in dezentralen stationären Wirbelschichtfeuerungsanlagen zur Wärmeerzeugung bzw. Kraftwärmekopplung wird für die Modellberechnung dargestellt. Die Abgase nach der Feuerung können wärmetechnisch zur Wärmeerzeugung eines Dampfkraftprozesses genutzt werden. Mit der Abwärme nach dem Dampfkraftprozess können weitere Wärmeverbrauchsanlagen sowie Trocknungsanlagen Anwendung finden.

Die berechneten Ergebnisse werden nachfolgend vorgestellt: die Sauerstoffkonzentration im Abgas, die Temperatur nach Dampferzeuger, der Gesamtwirkungsgrad, der thermische Wirkungsgrad und elektrische Wirkungsgrad.

4.1 Theoretische Berechnung des Verbrennungsprozesses

4.1.1 Grundlagen der Verbrennung fester Brennstoffe

Feststoffverbrennung /70,71/ kann einerseits nach dem eingesetzten Brennstoff und nach dem Verbrennungsverfahren unterschieden werden.

Sowohl heterogene als auch homogene Reaktionen laufen bei der Verbrennung von Feststoffen /70,71/ ab. Die Vergasung und Zersetzung des Festbrennstoffs im Glutbett der Feuerung ist der heterogene Prozess, während die nachfolgende Oxidation in der Gasphase abläuft /70/.

Läuft der Verbrennungsvorgang so ab, dass alle reaktionsfähigen Bestandteile /63,71/ des Brennstoffes mit genügend Sauerstoff in Berührung kommen und in ihre höchsten Oxidationsstufen CO_2 , H_2O und SO_2 überführt werden, so spricht man von *vollständiger*,

vollkommener Verbrennung /71/. Für den Schwefel ist die höchste Oxidationsstufe allerdings SO_3 , jedoch wird diese bei atmosphärischem Druck nur unter Zuhilfenahme von Katalysatoren erreicht /63/. Treten dagegen in den Verbrennungsgasen noch brennbare Komponenten, wie z.B. Kohlenmonoxid auf, so liegt *unvollständige Verbrennung* vor /63,71/. Sie ist eine Folge ungenügender Luft- bzw. Sauerstoffzufuhr an den Brennstoff oder ungenügender Aufenthaltszeit und im Sinne der energetischen Ausnutzung des Brennstoffes ein verlustbehafteter Vorgang, der daher möglichst vermieden werden muss /63/. Wesentliche Voraussetzungen hierzu sind die technisch einwandfreie Gestaltung der Feuerungsanlage und ihre sachgemäße Bedienung /63,71/. Ob die Verbrennung vollständig oder unvollständig abläuft, kann in einfacher Weise durch die Abgasanalyse ermittelt werden /70/. Im Folgenden soll die Berechnung des Luftbedarfes und der Abgasbestandteile für feste, flüssige und gasförmige Brennstoffe vorgestellt werden /63,71/.

4.1.2 Verbrennungsrechnung

- *Elementaranalyse*

Die Angabe der „*Elementaranalyse*“ des festen Brennstoffs ist für eine Vielzahl von energieverfahrenstechnischen Berechnungen erforderlich /71/. Die Brennstoffmasse $m_{Br.}$ ist Bezugsgröße der Elementaranalyse. Die Massenanteile in der untersuchten Substanz werden bei der Elementaranalyse ohne Rücksicht auf vorhandene Bindungen (z. B. zwischen Kohlenstoff und Wasserstoff) ausgewiesen /71/. Die Massenanteile der Elemente im Brennstoff sind: Kohlenstoff (C), Wasserstoff (h), Sauerstoff (O), Stickstoff (N), Schwefel (S) sowie von Asche (a) und Wasser (w) /71/. Die Massenerhaltung der nach der Elementaranalyse enthaltenen Stoffe ergibt sich als Ausgangspunkt der Berechnung /63,71/:

$$c + h + o + n + s + a + w = I \text{ [kg/ kg Brennstoff]} \quad /71/ \quad (4.1)$$

Die Massenanteile werden auf die Brennstoffmasse $m_{Br.}$ bezogen (s. Gl.(4.2)) /63,71/

$$c = \frac{m_c}{m_{Br.}} \text{ (Masse verbrennlicher Kohlenstoff / } m_{Br.} \text{) in [kg C/kg Br]} \quad (4.2)$$

$$\text{ähnlich ergibt sich: } h = \frac{m_{H_2}}{m_{Br.}}, o = \frac{m_{O_2}}{m_{Br.}}, n = \frac{m_{N_2}}{m_{Br.}}, s = \frac{m_S}{m_{Br.}}, a = \frac{m_{Asche}}{m_{Br.}}, w = \frac{m_{H_2O}}{m_{Br.}} \quad (4.3)$$

- *Brennwert (BW) und Heizwert (Hu)*

Brennstoffe sind charakterisiert durch ihren Brennwert /71/ bzw. ihren Heizwert. Der Brennwert eines Brennstoffs ist größer als der Heizwert, kann aber in einer Vielzahl von technischen Prozessen objektiv nicht genutzt werden /71/. Deshalb ist in vielen Disziplinen (z.B. in der Kraftwerkstechnik) der Bezug auf den Heizwert gebräuchlich /71/.

Die brennstoffspezifischen Kennwerte Brennwert und Heizwert sind in der DIN 51900 /72/ definiert:

Der **Brennwert** ist die bei vollständiger Verbrennung je Masseneinheit Brennstoff frei werdende Wärmemenge. „Der **Heizwert** unterscheidet sich vom Brennwert dadurch, dass das vor dem Verbrennen im Brennstoff vorhandene Wasser und das beim Verbrennen der wasserstoffhaltigen Verbindungen des Brennstoffs gebildete Wasser nach der Verbrennung im gasförmigen Zustand bei 25 °C vorliegen“ /72/.

Mit Änderung von Wasser- und Ascheanteil im Brennstoff verändert sich auch der Heizwert.

- *Asche*

In vielen Fällen ist das Verhalten des Rückstandes ein prozessbestimmender Faktor /71/. Es sind zu nennen: Erweichungstemperatur, Sintertemperatur und Schmelztemperatur der Asche /71/. Durch die Zusammensetzung sowie chemische Analyse und mineralogische Bedingungen der Asche wird dieses charakteristische Verhalten bestimmt /71/.

- *Exakte Verbrennungsrechnung für feste Brennstoffe*

Die Elementaranalyse gibt die Masseanteile der im Brennstoff enthaltenen Elemente an /71/. Sie gibt jedoch keinen Aufschluss über deren chemische Verbindungen /71/. Üblicherweise wird der Gehalt des Brennstoffes an Feuchtigkeit und nichtbrennbaren Bestandteilen unmittelbar durch den Wasseranteil w und den Ascheanteil a gekennzeichnet /71/. Deren Bestandteile werden nicht in ihre chemischen Elemente zerlegt, da sie als Inerstoffe nicht am Reaktionsablauf teilnehmen /63,71/. Die Stickoxidbildung ist aufgrund der niederen Konzentration weit unter einem Prozent bei der folgenden Betrachtung sowohl mengenmäßig als auch energiebilanzmäßig zu vernachlässigen /71/. Im Folgenden wird die Verbrennungsrechnung nach /63,71/ vorgestellt, die auf anschaulichen Brennstoffkenngrößen beruht.

Nach STEINBRECHT /71/ ist für die folgenden auf stöchiometrischen Beziehungen fußenden Berechnungen Voraussetzung, dass ein Kilomol (1 kmol) eines Gases ein Volumen von 22,4 m³ (N) einnimmt. Gemäß DIN 1343 ist der Normzustand eines Gases definiert mit 273,15 K (das heißt 0°C) und 101,3 kPa (Ein Normkubikmeter [m³ (N)] eines Gases ist bezogen auf den Zustand 273,15 K und 101,3 kPa) /71/. Folgende Molmassen werden verwendet:

$$C = 12 \text{ kg/kmol}, \quad H_2 = 2 \text{ kg/kmol}, \quad S = 32 \text{ kg/kmol}, \quad O_2 = 32 \text{ kg/kmol}$$

Die folgenden stöchiometrischen Beziehungen können für die Verbrennung von C, H, S angegeben werden, weiter siehe im Anhang 1.

Außer den Berechnungsgleichungen werden minimaler Sauerstoffbedarf (O_{\min}), minimaler Luftbedarf für die Verbrennung (L_{\min}), Verbrennungsluftbedarf (L), Luft-Massenstrom (m_L),

feuchtes Abgasvolumen ($V_{AG,f}$), trockenes Abgasvolumen ($V_{AG,tr}$), maximaler CO_2 -Anteil im trockenen Abgas und Luftverhältnis (λ) im Berechnungsmodell im Anhang 1 beschrieben. Mit dem Verbrennungsluftverhältnis λ können folgende Zustände beschrieben werden /71/:

- ❖ Für $\lambda < 1$ herrscht Luftmangel
- ❖ Für $\lambda = 1$ wird die stöchiometrisch erforderliche Luftmenge zugeführt
- ❖ Für $\lambda > 1$ herrscht Luftüberschuss

Für das Abgasvolumen ist zu ersehen, dass die Volumina von CO_2 , H_2O und SO_2 unabhängig vom Luftverhältnis λ sind, während N_2 und O_2 vom Luftverhältnis λ abhängig sind /71/. Der Verbrennungsluftbedarf sowie das feuchte und trockene Abgasvolumen sind mit der unabhängigen Variablen λ behaftet /71/.

$$V_f = b_f + m \cdot \lambda \quad /71/ \quad (4.4), \quad V_{tr} = b_{tr} + m \cdot \lambda \quad /71/ \quad (4.5)$$

Nach *STEINBRECHT* /71/ folgt, dass das feuchte und trockene Abgasvolumen in Abhängigkeit vom Luftverhältnis λ in einem Diagramm aus Gl. (4.4) und (4.5) dargestellt werden können (s. Abb. 4.1). Das Diagramm beschreibt, dass die Differenz ($b_f - b_{tr}$) genau gleich dem Wasserdampfvolumen (V_{H_2O}) ist /71/.

Aus vorstehendem Diagramm folgt:

- Für weitere Berechnungen kann das vom Luftverhältnis abhängige trockene Abgasvolumen gesetzt werden /71/.

$$V_{tr} = V_{tr,min} + (\lambda - 1)L_{min} \quad /71/ \quad (4.6)$$

- Für weitere Berechnungen mit dem vom Luftverhältnis abhängigen feuchten Abgasvolumen kann auch gesetzt werden /71/:

$$V_f = (V_{tr,min} + (\lambda - 1)L_{min} + V_{H_2O}) = V_{tr} + V_{H_2O} \quad /71/ \quad (4.7)$$

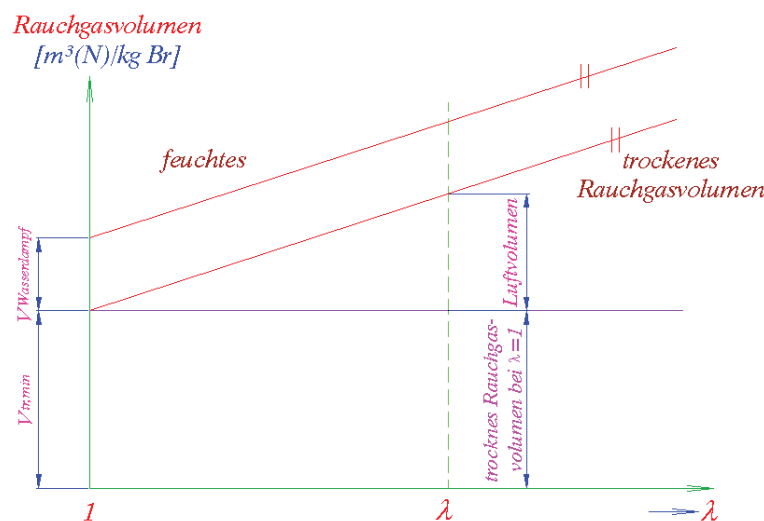


Abb. 4.1: Feuchtes und trockenes Abgasvolumen in Anhängigkeit vom Luftverhältnis /71/

Hierzu kann man sagen, dass in Bezug auf die Zusammensetzung des Abgases zwischen trockenem und feuchtem Abgas unterschieden wird, wobei die relativen Raumanteile der einzelnen Komponenten des feuchten Abgases durch $y_{CO_2} + y_{CO} + y_{H_2O} + y_{SO_2} + y_{N_2} + y_{O_2} = 1$ gekennzeichnet werden /71/. Die vollständige Verbrennungsrechnung ist im Anhang 1 dargelegt.

4.2 Erstellung eines Modells zu den anlagentechnischen Grundlagen zur energetischen Nutzung von Agrarabfällen (Restbiomasse) in Vietnam

4.2.1 Modellierung eines technologischen Diagramms einer SWSF mit Kraft- Wärme-Kopplungsanlage

4.2.1.1 Beschreibung des Modells einer SWSF mit Kraft-Wärme-Kopplungsanlage

Die Modellierung umfasst die Prozesse Verbrennung, Dampfkraftprozess und Flugstromtrocknung von Maniokstärke (für den Export) und Trocknung von Maniokgrobstoff (als Futtermittel), Abb.4.2 /5/. Das Diagramm für den technologischen Prozess der untersuchten KWK- Anlage ist in Abb. 4.3 dargestellt.

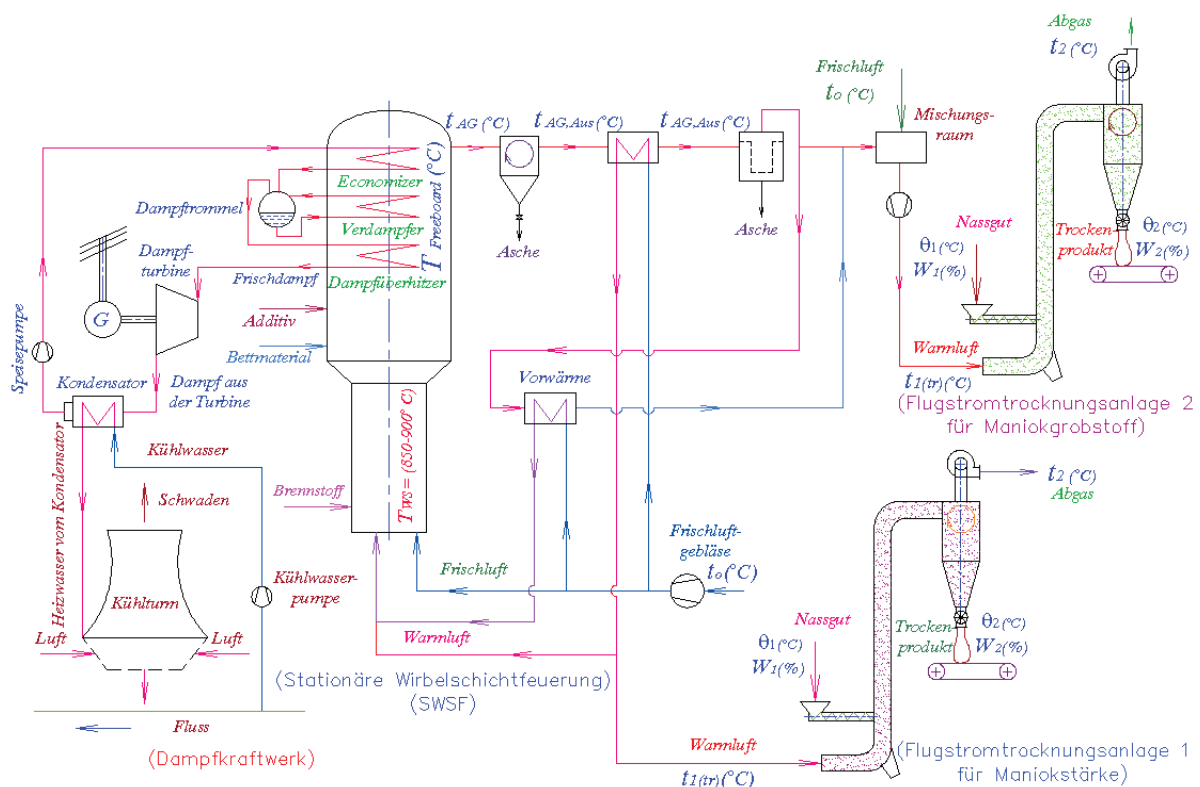


Abb. 4.2: Schematische Darstellung der KWK-Anlage mit SWSF zur Nutzung von landwirtschaftlichen Abfällen in Vietnam /5/



Das Ziel des Modells ist eine Berechnung des Verbrennungsprozesses für einen einzelnen Biomassefestbrennstoff aus Vietnam und aus Deutschland und Brennstoffmischungen. In diesem speziellen Fall wurden Reisschalen, Bagasse, Maniokstiele, Kokosnussschalen und Kaffeeschalen (aus Vietnam) und Hanfschäben und Rapsextraktionsschrot (aus Deutschland) als Brennstoffe untersucht. Außerdem können die optimalen Parameter für den Verbrennungsprozess der KWK-Anlage aus dem Modell bestimmt werden, z.B. die Sauerstoffkonzentration im Abgas, die die beste Verbrennung bezüglich der Emissionen, den höchsten Gesamtwirkungsgrad und die beste Wirtschaftlichkeit erreicht.

Nguyen Dinh Tung

Berechnung des Systems zur Wärme- und Kraftherzeugung

Das Ziel des Dampfkraftprozess-Modells ist, den Wärmeverbrauch für den Prozess der Dampferzeugung bei gegebenen Dampfparametern (Temperatur und Druckniveau) zu finden, die erforderlich sind, um eine definierte elektrische Ausgangsleistung (Leistungsabgabe) mit dem Turbinengenerator zu erreichen.

4.2.2. Grundlagen der Berechnung des Systems zur Stromerzeugung

Beschreibung des Prozesses: Hierfür wird die theoretische Wärmeleistung des Dampfkraftprozesses errechnet, das Kraftwerksmodul gibt eine elektrische Leistung von $P_{\text{el.abgeb.}} = 2 \text{ MW}$ ab. Das Modul für die Dampferzeugung des Dampfkraftprozesses wird aus einer Stationären Wirbelschichtfeuerungsanlage gebildet. (s. Abb. 4.2).

4.2.2.1 Grundkonzept der Dampfkraftanlage

Die Hauptkomponenten einer Dampfkraftanlage sind: Dampferzeuger mit Überhitzer, Dampfturbine mit elektrischem Generator, Kondensator und Speisepumpe. Der bei Dampfkraftwerken eingesetzte Kreisprozess ist der Clausius-Rankine-Prozess (weiter siehe Abb.4.6). Die Abbildungen 4.2 und 4.6 stellen ein Wärmeschaltbild mit einer Dampfturbine kleiner Leistung dar.

4.2.2.2 Analyse eines einfachen ideale Dampfkraftprozesses

Die einfache ideale Dampfkraftanlage arbeitet nach dem Clausius-Rankine-Kreisprozess, der in T, s- und h, s- Diagrammen in Abb. 4.4 dargestellt ist. Weiterhin folgt eine thermodynamische Analyse dieses Kreisprozesses. Er besteht aus folgenden Zustandsänderungen:

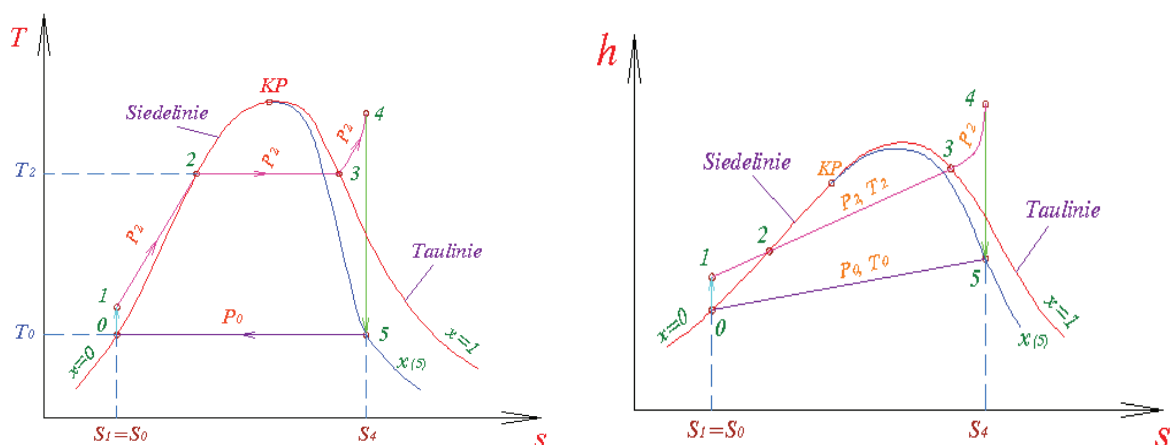


Abb.4.4: Diagramm (T, s) (links), und (h, s) (rechts) des „Clausius-Rankine-Cycle“

0→1 charakterisiert eine isentrope Druckerhöhung des flüssigen Wassers vom Kondensatordruck (hierfür $p_0 = p_5$) auf den Sättigungsdruck mit $p_5 = p_1$. Im T, s -Diagramm fallen die Punkte fast zusammen, weil die Temperaturzunahme des inkompressiblen Mediums sehr gering ist. Der Abstand zwischen den Punkten 0 auf der Siedelinie und dem Punkt 1 ist in Abb. 4.4 übertrieben dargestellt.

1→4 charakterisiert eine isobare Wärmezufuhr zum Arbeitsmittel im Dampferzeuger: 1→2 Wasservorwärmung im Economiser, Vorwärmung des flüssigen Wassers bis zum Punkt 2 der Siedelinie auf die Siedetemperatur T_2 (Die Wärmezufuhr erfolgt in einem Dampferzeuger, in dem das Wasser zunächst auf die dem Betriebsdruck entsprechende Siedetemperatur erwärmt wird); 2→3 Verdampfung (Punkt 3 liegt auf der Taulinie, hier für $T_3 = T_2$) und 3→4 Überhitzung des Dampfes im Überhitzer.

4→5 isentrope Expansion des Dampfes in der Turbine (der erzeugte Frischdampf wird anschließend in einer Dampfturbine auf den im Kondensator herrschenden Druck entspannt).

5→0 isobare Verflüssigung des Dampfes im Kondensator bei konstanter Temperatur T_0 .

In der Turbine erfolgt eine adiabate (theoretisch isentrope) Expansion des Dampfes vom Eintrittszustand 4 (spezifische Enthalpie h_4) bis zum Abdampf Zustand 5 (Nassdampf, spezifische Enthalpie h_5) bei gleicher spezifische Entropie ($s_4 = s_5$).

In diesem Modell der WSF-Technologie mit Biomassebrennstoff werden die technischen Parameter des Frischdampfes am Turbineneingang, wie Überhitzerdruck ($p_4 = 26$ bar) und Überhitzertemperatur ($T_4 = 350$ °C), für die Berechnung des Dampfkraftprozesses gewählt.

4.2.2.3 Berechnungsergebnisse

Im Sättigungszustand des Wasserdampfes ergibt sich bei $T_0 = 54$ °C aus /73/ ein Sättigungsdruck von $p_0 = 0,15$ bar. Die anderen Parameter können aus dem Mollier- h, s -Diagramm /74/ oder aus /73/ für den Dampfkraftprozess mit dem Druck $p_4 = 26$ bar und der Temperatur $T_4 = 350$ °C bestimmt werden. Die Ergebnisse sind in Tabelle 1, Anhang 2.1 dargestellt.

Weiter mit der isentropen Druckerhöhung in der Speisewasserpumpe von $0 \rightarrow 1$. Die Enthalpie im Punkt 1 lässt sich aus Gleichung (4.8) berechnen, (s. Tab.1, Anhang 2.1).

$$h_1 = h'_0 + \Delta h_{SP}, \text{ mit } \Delta h_{SP} = v'_0 \cdot (p_1 - p_0) = v'_0 \cdot (p_{DE} - p_{KO}) \quad (4.8)$$

mit: Δh_{SP} - spezifische Speisewasserpumpenleistung

Man kann die Wärmeleistungen aller Zustände im Dampfprozess berechnen und beschreiben. Das Berechnungsergebnis wird in Abbildung 4.6 und Tabelle 1 im Anhang 2.1 gezeigt.

1- Isobare Wärmezufuhr pro Zeiteinheit von 1 → 2 (Wärmeleistung zur Wasservorwärmung im Economiser)

$$\dot{Q}_{Vorwärm.} = \dot{Q}_{12} = \dot{m}'_{SP} \cdot (h'_{(p=26bar)} - h_{SP}) = \dot{m}'_{SP} \cdot (h'_2 - h_1) \quad (4.9)$$

Mit: $\dot{m}'_{SWP} = \dot{m}'_{D.} \cdot (1 + a)$

a = f (Wasseraufbereitung), hier a = (0,03 ... 0,05) [kg/kg]

mit a = 0 für chemisch reines Wasser; a > 0 für salzhaltiges Wasser,

Für den Zustand in Vietnam wird für die Absalzung gewählt a = 0,04 [kg/kg].

2- Isobar- Isotherme Verdampfung von 2 → 3 (Verdampfungs(wärme)leistung)

$$\dot{Q}_{Dampf.} = \dot{Q}_{23} = \dot{m}'_{D.} \cdot (h''_{(p=26bar)} - h'_{(p=26bar)}) = \dot{m}'_{D.} \cdot (h''_3 - h'_2) \quad (4.10)$$

3- Isobare Überhitzung von 3 → 4 (Wärmeleistung im Überhitzer)

$$\dot{Q}_{Über.} = \dot{Q}_{34} = \dot{m}'_{D.} \cdot (h_{(26bar, 350^\circ C)} - h''_{(p=26bar)}) = \dot{m}'_{D.} \cdot (h_4 - h''_3) \quad (4.11)$$

Daraus ergibt sich die gesamte Wärmeleistung des Dampfkraftprozesses:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{ges} &= \dot{Q}_{Vorwärm.} + \dot{Q}_{Dampf.} + \dot{Q}_{Über.} = \dot{Q}_{12} + \dot{Q}_{23} + \dot{Q}_{34} \\ &= \dot{m}'_{D.} \cdot [(1 + a) \cdot (h'_2 - h_1) + (h''_3 - h'_2) + (h_4 - h''_3)] \end{aligned} \quad (4.12)$$

Die Enthalpie des Dampfes am Turbinenaustritt des in das Nassdampfgebiet entspannten Dampfes erhält man nach der Formel /74,75/.

$$h_5 = h'_5 + x_5 \cdot (h''_5 - h'_5) \quad (4.13)$$

Die Methode zur Lösung der Parameter wie x₅, h₅ und s₆ aus den Prozessbedingungen zeigt Tabelle 4.1. Die Ergebnisse werden im Anhang 2.1, Tabelle 1 gezeigt.

Tabelle 4.1: Methode und Lösung der Parameter

Methode zur Lösung	Prozessbedingungen		Lösungsparameter	
Tabelle-Dampf tafel /74,75/	Symbol	Einheit	Symbol	Einheit
Mollier- h, s-Diagramm /74,75/	s ₄ = s ₅	[kJ/kg · K ⁻¹]	x ₅	[kg/kg]
Elektronische Dampf tafel /73/	T ₅	[°C]	p ₅ , x ₅	[bar], [kg/kg]
Nach /73-75/	p ₅ , x ₅	[bar], [kg/kg]	h ₅	[kJ/kg]
Mollier- h, s- Diagramm /74,75/	h ₆	[kJ/kg]	x ₆ , s ₆	[kg/kg], [kJ/kg · K ⁻¹]
Elektronische Dampf tafel /73/	p ₅ , h ₆	[bar], [kJ/kg]	x ₆ , s ₆	[kg/kg], [kJ/kg · K ⁻¹]

Aus den oben berechneten Enthalpien erhält man die folgenden Enthalpiedifferenzen /76/:

$$\Delta h_{SWP} = h_1 - h'_0 \quad (\text{kJ/kg}) (\text{spezifische Energiezufuhr der Speisepumpe})$$

$$\Delta h_{KO} = h_5 - h_0' \quad (\text{kJ/kg}) (\text{spezifische Wärmeabgabe im Kondensator})$$

$$\eta_{th} = \frac{q_{zu} - |q_{ab}|}{q_{zu}} = \frac{\Delta h_{DE} - \Delta h_{KO}}{\Delta h_{DE}} = \frac{\Delta h_{DT} - \Delta h_{SP}}{\Delta h_{DE}} \quad (4.14)$$
$$\eta_{EW} = \eta_{th} \cdot \eta_{DE}; \quad \text{mit } \eta_{DE} = 0,8 \text{ /77,78/} \quad (4.15)$$
$$\Delta h_{Ad} = \Delta h_{DT} = h_4 - h_5 = h_4 - h_{Ad} \quad (\text{kJ/kg}) \quad (4.16)$$
$$\Delta h_{Rel.} = \Delta h_{Ad.} \cdot \eta_{iT}. \quad (\text{kJ/kg}) \quad (4.17)$$

Aus dem oben angeführten Ergebnis kann man die Enthalpie im Zustand Punkt 6 (Abb. 4.5) aus Gleichung (4.18) errechnen: mit $h_6 = h_4 - \Delta h_{\text{Real}}$ (kJ/kg) (4.18)

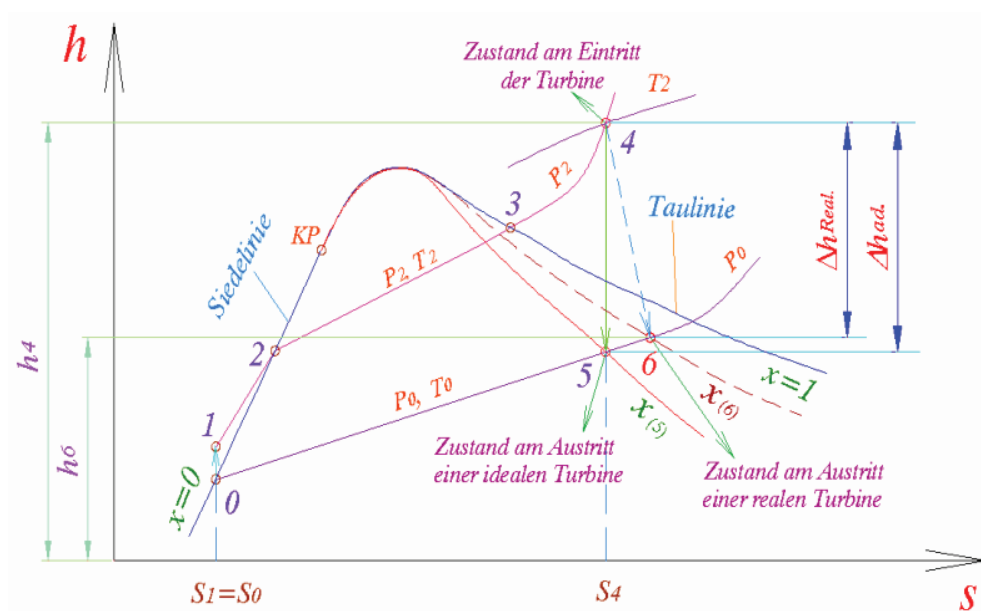


Abb.4.5: Entspannung des Dampfes realer und adiabater Prozess /5/

Die Methode zur Lösung der Parameter wie $x_6 = x_{\text{Real}}$ und s_6 aus den Prozessbedingungen zeigt Tab. 4.1. (s. Abb. 4.5) und weitere Ergebnisse siehe Tab.1, Anhang 2.1.

Für die elektrische Leistung des Kraftwerkes ergibt sich $P_{\text{el,abgeb.}} = 2 \text{ MW}$, mit Gleichung (4.12) und (4.19) kann man die Wärmeleistung des Dampferzeugers und den Dampfmassenstrom errechnen.

$$\dot{Q}'_{\text{ges}} = \dot{m}'_D \cdot [(1 + a) \cdot (h'_2 - h_1) + (h''_3 - h'_2) + (h_4 - h''_3)] = \frac{P_{\text{el.T}}}{\eta_{\text{ges}}}; /78/ \quad (4.19)$$

$$\text{Gesamtwirkungsgrad des Prozesses:} \quad \eta_{\text{ges}} = \eta_{\text{EW}} \cdot \eta_{\text{mech.}} \cdot \eta_G \quad (4.20)$$

Mit: η_{EW} Energiewandlungswirkungsgrad des Dampferzeugerprozesses, s. Gl. (4.15),
 $\eta_{\text{mech.}}$ Mechanischer Turbinenwirkungsgrad /77,78/
(im Leistungsbereich 5 bis 50 MW), hier mit $\eta_{\text{mech.}} = 0,99$,
 η_G Generatorwirkungsgrad = 0,97 ... 0,98 /77,78/
(im Leistungsbereich 5 bis 50 MW), hier wählen wir $\eta_G = 0,98$.

Daraus ergibt sich für den elektrischen Wirkungsgrad:

$$\eta_{\text{el.}} = \frac{(P_{\text{el.T}} - P_{\text{el.SWP}})}{\dot{Q}'_{\text{ges}}}; /78/ \quad (4.21)$$

$$\text{Hiermit:} \quad P_{\text{el,SWP}} = \frac{1}{(\eta_{i,\text{SWP}} \cdot \eta_M)} \cdot \left(\frac{(p_1 - p_{(T_{\text{KO}})})}{\rho_{\text{SWP}(T_{\text{KO}})}} \right) \cdot \dot{m}'_{\text{FD}}; /78/ \quad (4.22)$$

Mit: $\eta_{i,\text{SWP}} = 0,75$ - Wirkungsgrad der Speisewasserpumpe
 $\eta_M = 0,95$ - Wirkungsgrad des Speisewasserpumpenmotors

Der Prozess wird mit Hilfe eines durch Visual Basic unterstützten Excel-Modells berechnet. Grundlage sind die Bilanzgleichungen des 1. Hauptsatzes der Thermodynamik. Die Lösung ergibt: Frischdampfmassenstrom (\dot{m}'_{FD}), Wassermassenstrom der Speisewasserpumpe (\dot{m}'_{SWP}), Wärmeleistung des Vorwärmeprozesses ($\dot{Q}'_{\text{Vorwärm.}}$), Wärmeleistung des Verdampferprozesses ($\dot{Q}'_{\text{Dampf.}}$), Wärmeleistung des Überhitzerprozesses ($\dot{Q}'_{\text{Überhit.}}$) und Gesamt-Wärmeleistung des Prozesses ($\dot{Q}'_{\text{ges.}}$). Die Ergebnisse werden in Abb. 4.6 und der Tabelle 1 im Anhang 2.1, insbesondere in Abb. 4.6 ... 4.8 dargestellt. Die erforderliche Gesamtwärmezufuhr für den Prozess beträgt $\dot{Q}'_{\text{ges.}} \approx 8345 \text{ kJ/s}$. Im Modell ist dieser Parameter als gegeben anzusehen (Abschnitt 4.4). Der Energieumwandlungswirkungsgrad des Dampfkraftprozesses beträgt $\eta_{\text{EW}} \approx 24,7\%$ /5/.

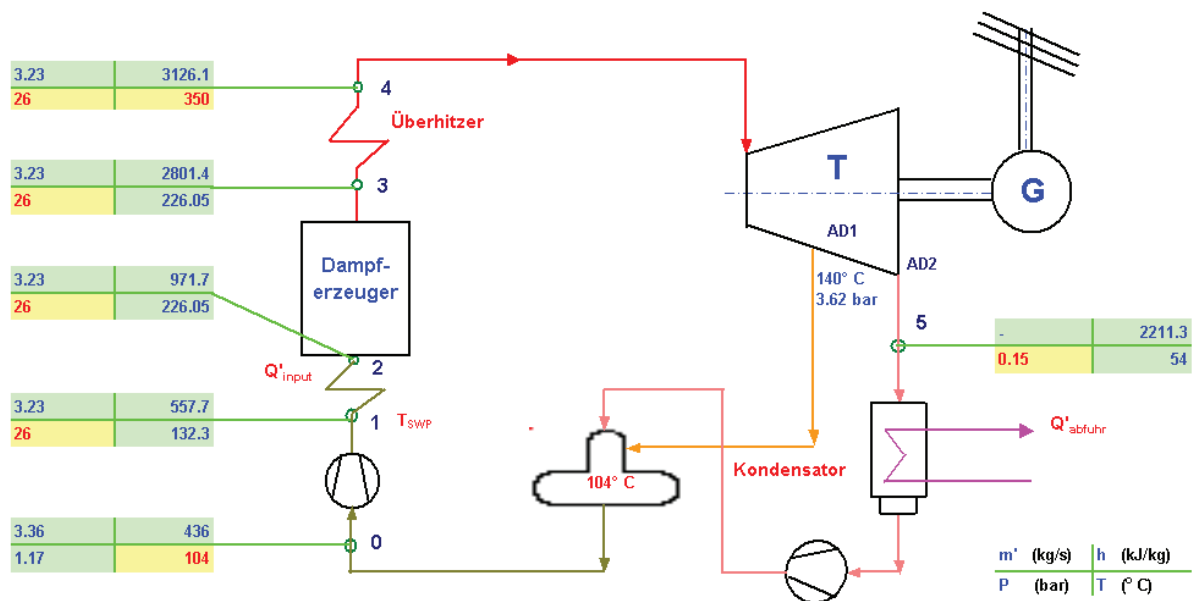


Abb.4.6: Schematische Darstellung, Rechenergebnisse und technologische Parameter des idealen Dampfkreisprozesses auf 0,15 bar absolut, 54 °C /5,73/

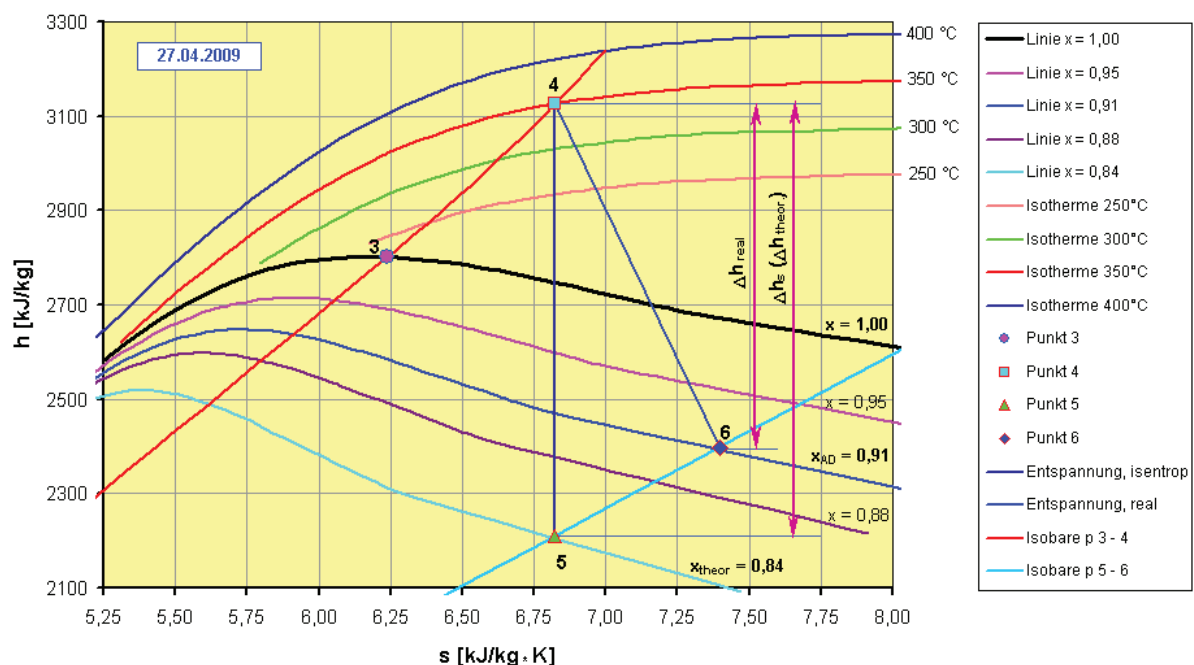


Abb.4.7: Rechenergebnisse für isentropische und reale Expansion in der Dampfturbine dargestellt im h, s -Diagramm /5,73/

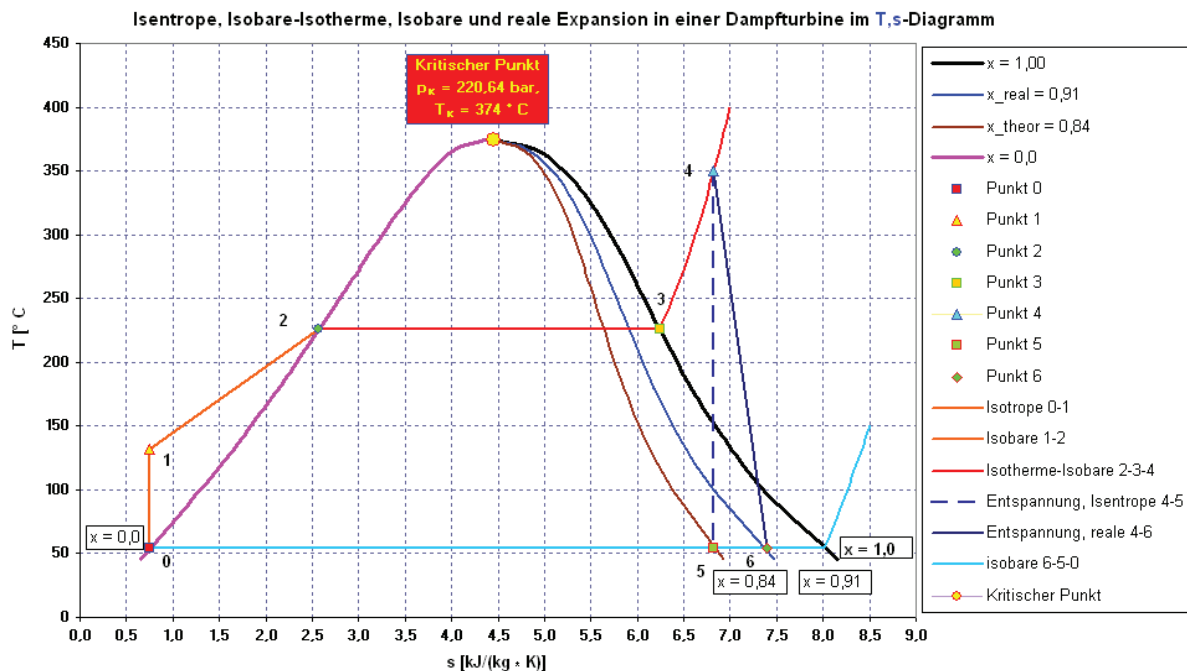


Abb.4.8: Rechenergebnisse für Isentrope, Isobare-Isotherme, Isobare und reale Expansion in der Dampfturbine dargestellt im T, s-Diagramm /5,73/

Die Abgasenthalpie nach dem letzten Wärmeübertrager des Dampfkraftprozesses kann für eine Brauchwassererwärmung genutzt werden oder für andere technologische Absichten. Das typische Beispiel ist die Trocknung in der landwirtschaftlichen Produktion. Im Folgenden wird die Trocknung von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen behandelt.

4.2.3 Flugstromtrocknungssysteme von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen

4.2.3.1 Charakterisierung des Trocknungsmaterials

Charakteristik und Aussichten der Maniokstärke (engl. Cassava starch): Maniok ist eine tropische Pflanze (s. Abb. 4.9) und laut FAO (Food and Agriculture Organization of the United Nations) nach Reis und Mais am wichtigsten. Ein Teil des Manioks wird zu traditionellen Gerichten, Tapiokamehl oder zu Maniokstärke verarbeitet (s. Abb. 4.3). Abfälle dienen auch als Tierfutter. Für Maniokstärke gibt es auch den Begriff Tapiokastärke /79/.

- In der Lebensmittelindustrie wird diese Stärke häufig eingesetzt, da sie relativ neutral schmeckt.
- In kleinen Mengen ist die Maniokstärke wohl nur im Naturkostgeschäft oder Asialaden erhältlich.
- In ihrer Backeigenschaft ähnelt die Maniokstärke der Kartoffelstärke.

Man kann zur Maniokstärke sagen, dass sie (Tapioka- oder Cassavastärke) ähnlich wie Kartoffelstärke durch Nassvermahlen der getrockneten Wurzelknollen vieler tropischer

strauchartiger Pflanzen gewonnen wird (s. Abb. 4.9). Tapiokawurzeln müssen des festeren Zellgewebes wegen mehrfach sorgfältig nachzerkleinert werden /79,80/.



Abb.4.9: Maniokpflanzen und -knollen /80/.

Jedoch könnte Maniok einen viel wichtigeren Beitrag zu den Volkswirtschaften leisten und eine stabile Grundlage für die Lebensmittelindustrien bilden, sowohl für den lokalen Verbrauch als auch für den Export. Maniokstärke könnte mit anderen Stärken konkurrieren, wenn ihre Produktqualität verbessert und die Herstellungskosten gesenkt werden /79/.

Durch technische Flugstromtrocknung kann eine deutliche Qualitätssteigerung im Vergleich mit der solaren traditionellen Trocknung erreicht werden. Das Produkt Maniokstärke hält so die Anforderungen an eine Exportqualität ein.

Charakteristik des Maniokgrobstoffs (engl. Cassava trash): Maniokgrobstoff ist Rückstand (Grobstoff) nach dem Prozess der Maniokstärkezentrifuge (Grobstoffabtrennung) des Verarbeitungsprozesses für Maniokstärke (s. Abb.4.3). Maniokgrobstoff kann auch dem Tierfutter in Vietnam zugesetzt werden (z.B. für Rinder oder für Schweine).

4.2.3.2 Grundlagen der Flugstromtrocknung, Wirkungsweise und Anwendungsgebiet der Flugstromtrockner

Die Trocknung ist ein energieaufwändiger Prozess. Gut entworfene Trocknungssysteme mit hohem Wirkungsgrad nutzen die Wärmeenergie der Biomasseverbrennung; solche Trocknungssysteme werden zunehmend bedeutsamer. Ein Flugstromtrockner wird in verschiedenen Bereichen benutzt, wie z.B. in der chemischen Industrie, der keramischen Industrie, dem Bergbau und besonders in der Lebensmittelindustrie für die Trocknung von Körnern, Wurzelknollen und ihren Mehlen /5/. Die Flugstromtrocknung kann man einem Gas-Feststoff Transportsystem zuordnen, das fortlaufend Konvektionswärme und Massetransport (Stoffübergang) gewährleistet /5/. Für die Trocknung von Maniokstärke und Maniakabfällen ist das Transport- und Erwärmungsmedium Warmluft, welche durch indirekte Heizung (Calorifier) und direkte Heizung verfügbar ist (durch Mischung mit Abgas im Mischraum) /5/. Selbstentzündliche Güter kann man mit Luft von 100 bis 150 °C Eintrittstemperatur trocknen, wie die Landwirtschaftsprodukte Mais, Reis, Stärke (z. B. Maniokstärke, Maniakabfälle) usw. /5,81,85/.

Die große Oberfläche zur Erwärmung und zum Massetransport (Stoffübergang), als auch die hohe Turbulenz und relative Geschwindigkeit führen zu hohen Trocknungsraten /5,81/. Die Partikelgröße zur Trocknung ist gewöhnlich zwischen 15 und 500 μm /5,81,82/. Die besondere Eigenschaft des Gleichstromtrockners ist die sehr kurze Berührungszeit (Kontaktzeit) (von 0,5 bis 10 s /83/) zwischen der heißen Luft und den Partikeln in dem Trocknungsraum /5,81,83/. Wenn wenige Sekunden zum Trocken der Gutteilchen nicht ausreichen, weil die Körner zu grob sind oder nur niedrige Temperatur vertragen, dann können alle Teilchen oder nur die groben Körner, zu längerem Fluge in besonderen Trocknern veranlasst werden /81/. Mehrmals werden sie dann durch den Trocknungsraum geführt oder auf Kreis- oder Wendelbahnen bewegt /81,84/. Dies erlaubt die Trocknung von wärmeunbeständigen Materialien /5/. Weiterhin erfordert der Trockner einen nur kleinen Raum zur Installation und hat den Vorteil geringer Kosten im Vergleich zu anderen Arten von Trocknern /5,83/.

Das einfache Flugstromtrocknungssystem schließt sechs Basiskomponenten ein (Abb.4.10). Die im Erhitzer (1) erwärmte Luft strömt durch das Steigrohr (2) zum Zyklon (4), zum Gebläse (3) und entweicht danach durch das Abluftrohr ins Freie /5,81,83/. Die feuchten Partikel werden in den heißen Luftstrom geleitet. Der Strom wird mit einer Strömungsgeschwindigkeit (v_{Gas}) durch das Trocknungsrohr geleitet, die größer als die Geschwindigkeit des freien Falls (v_{Fr}) der größten Partikel ist. Gewöhnlich besteht ein Verhältnis von $v_{\text{Gas}}/v_{\text{Fr}} > 2$ /5,81/.

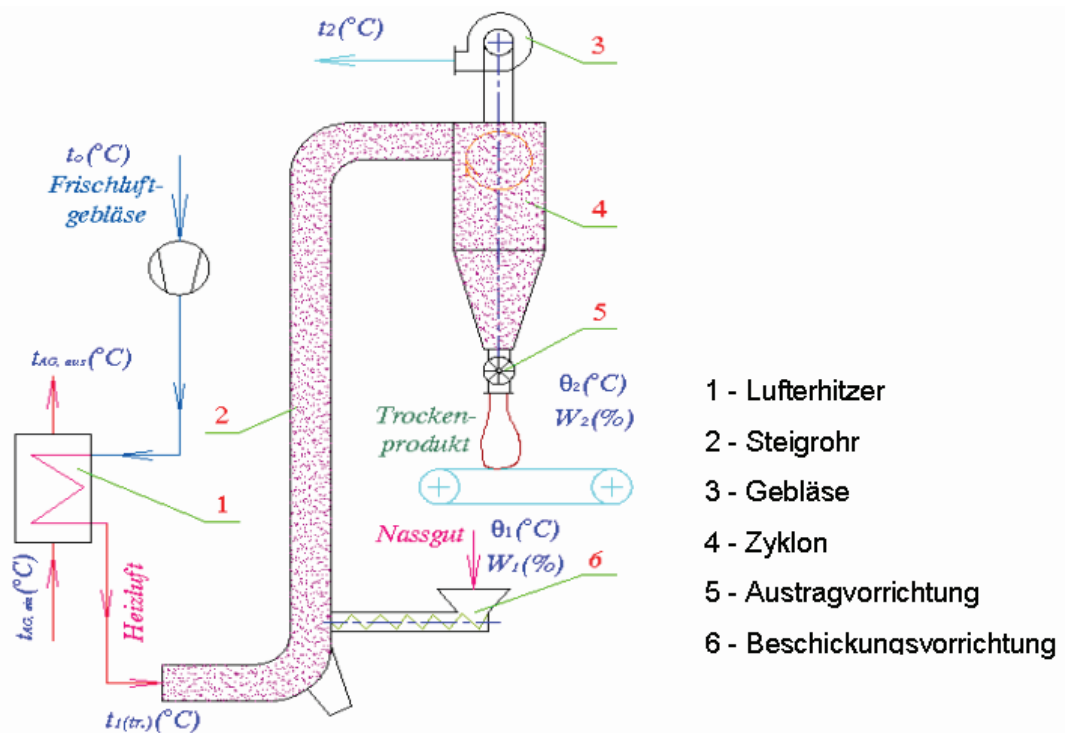


Abb.4.10: Darstellung des Prinzips der Trocknungsanlage für Maniokstärke /5/

Flugstromtrockner lassen sich für große Leistung (Durchsätze) bauen. Sie sind meistens einfach, brauchen wenig Grundfläche und können mit Transportvorrichtungen größere Entfernungen überbrücken /5,83/.

Der thermische Trocknungsprozess kann auf verschiedene Art und Weise günstig beeinflusst bzw. beschleunigt werden /5, 83/:

- Durch mechanische Verfahren für das Abführen von Flüssigkeit
- Zerkleinerung des feuchten Guts (Vergrößerung der spezifischen Oberfläche)
- Vorwärmen des feuchten Guts mit warmer Abluft
- Verdrängung von Feuchte aus dem Gutsinnern durch Zugabe von Tensiden
- fortwährendes Umschichten, eventuell Fluidisieren des feuchten Gutes
- Rückführung von trockenem Gut (verhindert Verkleben des Trockners)

Für die Trocknung von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen ist das Transport- und Erwärmungsmedium Warmluft, welche durch indirekte Heizung (Calorifier) und direkte Heizung verfügbar gemacht wird (durch Mischung mit Abgas im Mischraum) /5/.

4.2.3.3 Berechnungen zur Flugstromtrocknung von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen

Die Flugstromtrocknung wird gewöhnlich durch Gleichungen zur konvektiven Wärmeübertragung beschrieben. Der Gesamtenergieeingang hat Einfluss auf die Wasserverdunstung, die Materialerwärmung und die Energieverluste durch Wärmeabstrahlung. Das Energiegleichgewicht zeigt angemessene Verhältnisse zwischen der Gesamtenergie, der Nutzenergie und Energieverlusten im Trocknungsprozess /5/.

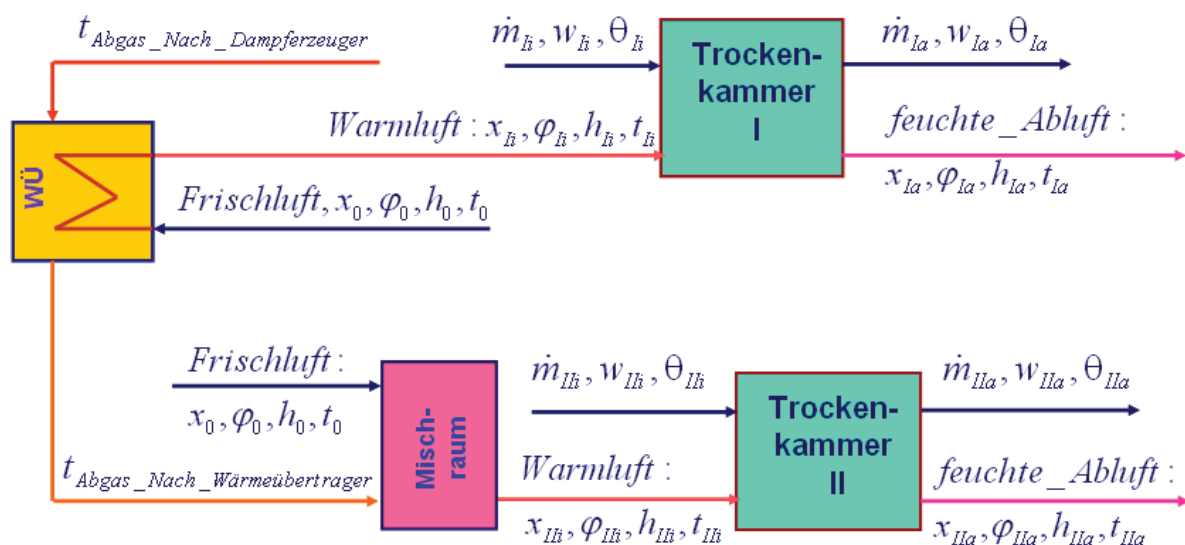


Abb.4.11: Schema der Energiebilanz des Trocknungssystems mit vier Strömungen /5/

Das vereinfachte Trocknungssystemmodell setzt sich zusammen aus vier Strömungen /5/: Der Zu- und Abfuhr des Trocknungsmediums und der Zu- und Abfuhr des Trocknungsmaterials. Das System für die Energiebilanz für die zwei Trocknungsabschnitte wird in Abb. 4.11 gezeigt /5/. Die Hauptparameter für die Berechnung werden in Tab. 4.2 gezeigt.

Tabelle 4.2: Anfangsparameter für die Berechnung der Flugstromtrocknung von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen /5/

Parameter	Symbol, Einheit	Wert (Tr. 1)	Wert (Tr. 2)
Massenstrom Trockenprodukt	$m_{2(tr)}$ [kg/s]	0,278	0,278
Temperatur des Trocknungsmaterials vor Trocknung	θ_1 [° C]	15	20
Temperatur des Trocknungsmaterials nach Trocknung	θ_2 [° C]	50	60
Feuchtegehalt des Gutes vor der Trocknung ^{*)}	w_1 [kg w./kg TS]	0,45	0,65
Feuchtegehalt des Gutes nach der Trocknung ^{*)}	w_2 [kg w./kg TS]	0,11	0,13
Lufttemperatur am Eintritt Trockner	t_1 [° C]	125	150
Lufttemperatur am Austritt Trockner	t_2 [° C]	50	60
Temperatur der Luft vor dem Eintritt WÜ (calorifer), und vor dem Eintritt des Mischungsraums	t_0 [° C]	25	25
relative Feuchte der Luft	φ_0 [%]	80	80
Verdampfungsenthalpie des Wassers	h_{v,H_2O} [kJ/kg]	2439	2439
spezifische Wärmekapazität des Wasserdampfes	$c_{p,Dampf}$ [kJ kg ⁻¹ K ⁻¹]	1,9	1,9
spezifische Wärmekapazität des Wassers	$c_{p,W}$ [kJ kg ⁻¹ K ⁻¹]	4,187	4,187
spezifische Wärmekapazität der Luft	$c_{p,L}$ [kJ m ⁻³ (N) K ⁻¹]	1,3	1,3

*)- Van Hrsg. u.a. /82/, 2006

Die Berechnung des Trocknungsprozesses bei gegebener Fördermenge vom Trocknungsmaterial führt auf den erforderlichen Wärmeverbrauch. Damit sind die Gleichungen zur Berechnung der Energiebilanz des Trocknungsprozesses /5/:

$$\dot{Q}_{Ges(tr)} = \dot{Q}_{Dampf} + \dot{Q}_{Mater(tr)} + \dot{Q}_{Verlust(tr)} \quad [\text{kJ/s}] \quad (4.23)$$

Hiermit:

- $\dot{Q}_{Ges(tr)}$ - Gesamtenergiemenge in [kJ/s],
- \dot{Q}_{Dampf} - Verdampfungsenergie in [kJ/s]
- $\dot{Q}_{Mater(tr)}$ - Wärmeenergie für die Trocknung des Materials in [kJ/s],
- $\dot{Q}_{Verlust(tr)}$ - Wärmeverluste in [kJ/s],

$$1) \quad \dot{Q}_{Dampf} = \dot{W}' \cdot (h_{Wasser} + c_{p,m,Dampf} \cdot (\theta_2 - \theta_1)) \quad [\text{kJ/s}] \quad (4.24)$$

$$\dot{W}' = \dot{m}'_{1(tr)} \cdot (1 - (1 - w_1)/(1 - w_2)) - \text{Verdampfungs menge Wasser,} \quad [\text{kg/s}] \quad (4.25)$$

$$\dot{m}'_{1(tr)} = \dot{m}'_{2(tr)} \cdot (1 - w_2)/(1 - w_1) - \text{Massenstrom des feuchten Materials,} \quad [\text{kg/s}] \quad (4.26)$$

Wobei $\dot{m}_{1(tr)}$, $\dot{m}_{2(tr)}$ Größen für das Trocknungsmaterial vor und nach der Trocknung sind (kg/s).

$$2) \quad \dot{Q}_{Mater(tr)} = c_{material} \cdot \dot{m}_{1(tr)} \cdot (\theta_2 - \theta_1) \quad [\text{kJ/s}] \quad (4.27)$$

$$c_{material} \approx 2,83 \quad /82,84/ \quad [\text{kJ kg}^{-1} \text{ K}^{-1}] \quad (4.28)$$

$$3) \quad \dot{Q}_{Verlust(tr)} / \dot{Q}_{Ges} = n \quad (n = 1.5 - \text{Annahme}) \quad [\%] \quad (4.29)$$

$$\text{Trocknungsluftmenge: } V' = \dot{Q}_{Ges} / (c_p (t_1 - t_2)) \quad [\text{m}^3/\text{s}] \quad (4.30)$$

Sonstiger Energiebedarf

$$q = \dot{Q}_{Ges} / W' \quad [\text{kJ/kg}] \quad (4.31)$$

Ein schematisches h, x -Diagramm für die Berechnung des Flugstromtrocknungszustandes ist in Abb. 4.12 dargestellt. Das Berechnungsverfahren wird im Folgenden beschrieben /5/.

Punkt 0 (Trocknungsluft vor der Erwärmung):

Das gegebene Parameterpaar (t_0 , φ_0) führt mit dem h, x-Diagramm auf h_0 , x_0

Punkt 1 (Erwärmung der Luft):

Das gegebene Parameterpaar (t_1 , x_0) führt mit dem h, x-Diagramm und $x = \text{konst.}$ auf φ_1 , h_1

Punkt 2' (theoretischer Zustand, adiabatische Änderung für Bedingungen):

Das gegebene Parameterpaar (h_1 , t_2) führt mit dem h, x-Diagramm und $h = \text{konst.}$ auf φ_2 , x_2 ,
or ($x_{2,theor}$, $\varphi_{2,theor}$).

Folglich ist der spezifische Wärmeverbrauch:

$$q_{theor} = (h_1 - h_0) / (x_{2,theor} - x_0) \quad [\text{kJ/kg}] \quad (4.32)$$

Punkt 3:

Das gegebene Parameterpaar (h_1 , $x_{3,input}$) mit $x_{3,input}$ (freie Wahl im Bereich von x_0 bis $x_{2,theor}$) solange das Ergebnis $\Delta q \cdot (x_{3,input} - x_0)$ auch die Gleichungen (4.34 und 4.35) erfüllt und auf die Enthalpie h_2 gemäß Gleichung (4.33) wie folgt führt:

$$h_2 = h_1 - \Delta q \cdot (x_{3,input} - x_0) \quad [\text{kJ/kg}] \quad (4.33)$$

Δq gibt die Differenz zwischen dem theoretischen und dem realen Trocknungswärmebedarf an.

$$\Delta q = q_{theor} - q_{real} \quad [\text{kJ/kg}] \quad (4.34)$$

Die genaue Beschreibung von Δq ergibt die folgende Darstellung:

$$\Delta q = q_{mater} + q_{Verlust} - c_{p,Dampf} \cdot \theta_1 = \quad [kJ/kg] \quad (4.35)$$

$$(m'_{1(tr)} \cdot c_{material} (\theta_2 - \theta_1) / W') + q_{Verlust} - c_{p,Dampf} \cdot \theta_1$$

Das Verlustverhältnis ist $q_{Verlust} / q_{theor} = n$ und wird mit $n = 0,015$ angenommen.

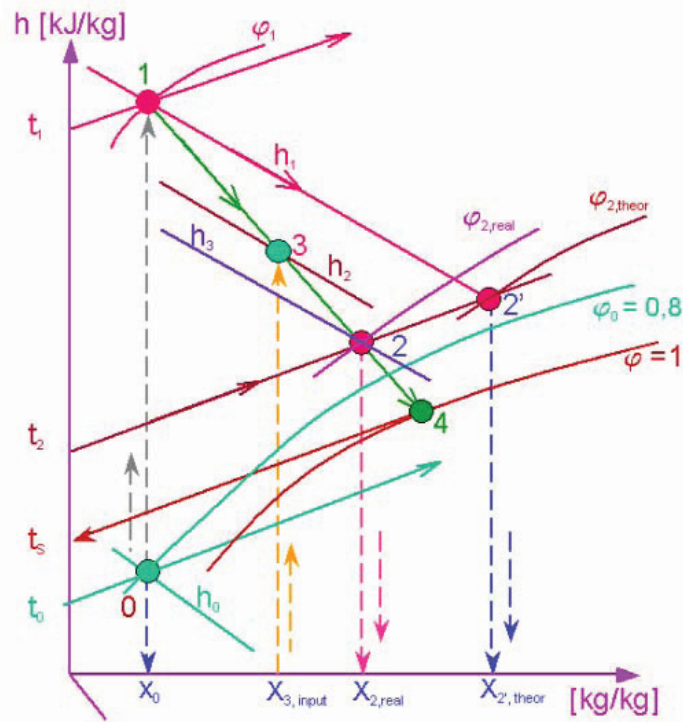


Abb. 4.12: Graphische Lösung des Trocknungsprozesses mit dem Mollier- h, x- Diagramm /5/

Punkt 2 (realer Zustand nach der Trocknung, keine adiabatische Änderung der Bedingungen):

Die Punkte 1 und 3 sind durch eine Linie verbunden. Die Linienverlängerung über den Schnittpunkt mit t_2 folgt auf: $\phi_2, x_2 \equiv$ oder $x_{2, real}, \phi_{2, real}$.

Damit wird der spezifische Energieverbrauch und die spezifische Enthalpie des realen Trocknungsprozesses mit den folgenden Gleichungen berechnet.

$$q_{real} = q_{theor} - \Delta q \quad [kJ/kg] \quad (4.36)$$

$$h_3 \equiv h_{real} = q_{real} \cdot x_{real} \quad [kJ/kg] \quad (4.37)$$

Punkt 4:

Die Linienverlängerung (Punkte 1, 2, 3) über den Schnittpunkt mit $\phi = 1$ führt auf t_s (Taupunkt).

4.2.3.4 Berechnungsergebnisse

Eingangsparameter: Der berechnete spezifische Energiebedarf korrespondiert mit der Masse des Trocknungsproduktes $m'_{2(tr)} = 0,278 \text{ kg/s}$ (1000 kg/h), die Anfangsparameter können für die Berechnung, wie in Tab. 4.2 gezeigt, genutzt werden. Das h, x -Diagramm der pneumatischen Trocknung ist in Abb. 4.12 dargestellt und die Gleichungen in Abschn. 4.2.3.3 aufgeführt. Die Rechenergebnisse werden in Tab. 4.3 dargestellt. Der erforderliche Energiebedarf für die Trocknung von $m'_{2(tr)} = 0,278 \text{ kg/s}$ (Trockenmasse) aus dem Produkt wurde wie folgt berechnet:

Tabelle 4.3: Hauptrechenergebnisse zur Trocknung von Maniokstärke und Maniokgrobstoffen /5/

Parameter	Symbol	Einheit	Wert (Tr. 1)	Wert (Tr.2)
Menge des Nassgutes (vor der Trocknung) (Gl. 4.26)	$m'_{1(tr)}$	[kg/s]	0,45	0,69
Verdampfungsenergie von Wasser (Gl. 4.25)	W'	[kg W.D. /s]	0,17	0,41
Spez. Wärmekapazität des Trocknungsmaterials (Gl. 28)	c_{mater}	[kJ kg ⁻¹ K ⁻¹]	2,83	2,83
Verdampfungsenergie (Gl. 4.24)	Q'_{Dampf}	[kJ/s]	430,2	1037,9
Wärmeenergie für die Trocknung des Mater. (Gl. 4.27)	$Q'_{Mater (tr)}$	[kJ/s]	44,44	78,16
Wärmeverlust (Gl. 4.29)	$Q'_{Verlust(tr)}$	[kJ/s]	7,23	17,00
Gesamtenergiemenge (Gl. 4.23)	$Q'_{Ges / (tr)}$	[kJ/s]	481,9	1133,1
Trocknungsluftvolumenstrom (Gl. 4.30)	V'	[m ³ tr.L./s]	4,9	9,7
Spezifischen Energieverbrauch (Gl. 4.31)	q	[kJ/kg D.]	2806,4	2745,6
Absolute Luftfeuchtigkeit (Punkt 0) (h, x -Diagramm)	x_0	[kg W.D./kg tr.L.]	0,015	0,015
Absolute Luftfeuchtigkeit (Punkt 2') (h, x -Diagramm)	$x_{2, theor}$	[kg W.D./kg tr.L.]	0,050	0,058
Absolute Luftfeuchtigkeit (Punkt 2) (h, x - Diagramm)	$x_{2, real}$	[kg W.D./kg tr.L.]	0,043	0,045
Spezifische Enthalpie (im Punkt 0) (h, x - Diagramm)	h_0	[kJ/kg tr. Luft]	65	65
Spezifische Enthalpie (Punkt 1 & 2') (h, x - Diagramm)	h_1	[kJ/kg tr. Luft]	173,3	196,0
Spezifische Enthalpie (im Punkt 3) (Gl. 4.33)	h_2	[kJ/kg tr. Luft]	166,6	189,8
Spezifische Enthalpie (im Punkt 2) (Gl. 4.37)	h_3	[kJ/kg tr. Luft]	121,2	125,9
Spezifischer Energieverbrauch des theoretischen Trocknungsprozesses (Gl. 4.32)	$q_{theor.}$	[kJ/kg Dampf]	3094,3	3046,5
Spezifischer Energieverbrauch des realen Trocknungsprozesses (Gl. 4.36)	q_{real}	[kJ/kg Dampf]	2817,6	2798,4
Differenz zwischen dem theoretischen und dem realen Trocknungswärmebedarf (Gl. 4.35)	Δq	[kJ/kg Dampf]	276,7	248,1

Tr. 1 ist Trocknung von Maniokstärke, Tr. 2 ist Trocknung von Maniokgrobstoffen

- 1 Trocknung von Maniokstärken: mit Anfangsfeuchtigkeit $w_1 = 0,45 \text{ kg w/kg TS}$ (TS-Trockensubstanz) zur aufrechterhaltenden Feuchtigkeit $w_2 = 0,11 \text{ kg w/kg TS}$. Die erforderliche Energie ist $Q'_{Tr1} \approx 481,9 \text{ kJ/s}$.

- 2 Trocknung von Maniokabfällen: von der Anfangsfeuchtigkeit $w_1 = 0,65$ kg w/kg TS zur aufrechterhaltenden Feuchtigkeit $w_2 = 0,13$ kg w/kg TS. Die erforderliche Energie ist $Q'_{Tr2} \approx 1154,5$ kJ/s.

Die Werte Q'_{Tr1} und Q'_{Tr2} werden als Parameter zur Berechnung der Energiebilanz in dem später in Abschnitt 4.4 dargestellten allgemeinen Modell (KWK- Modell) herangezogen.

4.3 Berechnung des Verbrennungssystems für landwirtschaftliche Abfälle in der WSF

Eigenschaften der Brennstoffe:

Die Berechnung kann für folgende Brennstoffe genutzt werden: RE, Hanfschäben, Mischungen aus RE und Hanfschäben, Kakaoschalen, Reisschalen, Kokosnussschalen, Maniokstiele, Bagasse und Erdnussschalen /5/. RE und Hanfschäben haben ähnliche Eigenschaften wie andere landwirtschaftliche Pflanzen. Diese Materialien (Rohstoffe) können zur Produktion von Fasern, Papier (Hanfschäben), Futtermittel (RE) genutzt werden. Sie können auch als WSF-Rohmaterial (Einsatzprodukt) zur Erzeugung von Wärme, elektrischer Energie oder gekoppelten Wärme- und Kraftherzeugung (Kraft-Wärme-Kopplung) dienen /5/. Die chemischen und physikalischen Eigenschaften dieser Brennstoffe werden analysiert und mit Hauptbiomasse aus Vietnam, wie Reisschalen, Bagasse, Kokosnussschalen, Maniokstielen, wie in Tab. 4.4 gezeigt, verglichen. Der Vergleich zeigt, dass die Eigenschaften von Biomasse sehr ähnlich sind (weiteres in Abschnitt 4.2). Dennoch können die Aschebestandteile verschieden sein /5/. Alle Werte wurden in eigenen Analysen des Lehrstuhls für Umwelttechnik, Universität Rostock, Deutschland ermittelt.

Tabelle 4.4: Vergleich der chemischen Zusammensetzung von Biomasse

Komponenten	(C)	(H)	(O)	(N)	(S)	(a)	(w)	(Hu)
Brennstoffe	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kJ/kg)
RE ^{a), *)}	0,4235	0,0636	0,2828	0,0542	0,0040	0,0626	0,1094	15.983
Hanfschäben ^{a), *)}	0,4480	0,0598	0,3572	0,0051	-	0,0236	0,1063	16.254
Mix ^{a)}	0,4284	0,0628	0,2977	0,0444	0,0032	0,0548	0,1088	16.037
Mix 1 ^{a), *)}	0,4340	0,0620	0,3148	0,0331	0,0023	0,0458	0,1081	16.100
Mix 2 ^{a)}	0,4407	0,0609	0,3349	0,0198	0,0012	0,0353	0,1072	16.173
Reisschalen ^{b), *)}	0,3979	0,0523	0,3863	0,0013	-	0,1392	0,0230	15.196
Kokosnussschalen ^{b), *)}	0,4622	0,0520	0,4163	0,0026	-	0,0300	0,0369	17.408
Maniokstiele ^{b), *)}	0,4434	0,0576	0,4237	0,0065	-	0,0450	0,0238	15.942
Bagasse ^{b), *)}	0,4638	0,0576	0,4519	-	-	0,0074	0,0193	16.686

^{a)}- Biomasse aus Deutschland; ^{b)}- Biomasse aus Vietnam; ^{*)}- Quelle /5/

Mix (80 % RE u. 20 % Hanfschäben); Mix 1 (57 % RE u. 43 % Hanfschäben); Mix 2 (30 % RE u. 70 % Hanf.)

Untersuchungen des Verbrennungsprozesses mit dem Modell:

Die genutzte allgemeine Wärmeleistung, die chemischen und physikalischen Parameter und der Heizwert der Brennstoffe sind Eingangsparameter zur Berechnung der Energiebilanz des Gesamtsystems.

Die „normale“ SWSF-Verbrennungstemperatur ist 850 °C. In Abhängigkeit von den Ascheeigenschaften (Ascheschmelzpunkt) mussten brennstoffspezifisch auch niedrigere Verbrennungstemperaturen (750 ... 850 °C) realisiert werden. Die Verbrennungsqualität muss überwacht und, wenn erforderlich, durch SWSF-Betriebsmessungen beeinflusst werden /5/.

Im Gegensatz zu den hier vorgenommenen Modell-Untersuchungen zur Wirkung einer Abgas-Rezirkulation auf die Sauerstoffkonzentration im Verbrennungsabgas bei vorgegebener Betriebstemperatur werden bei den späteren experimentellen Untersuchungen an einer realen Wirbelschichtfeuerung variable Wärmeauskopplungen durch einen Wärmeübertrager in der Schicht realisiert, die gestatten, das gleiche Ziel zu erreichen.

Mit den angenommenen Anfangsbedingungen für die Temperatur in der WSF $T_{WS} = 835$ °C (für Mischbiomasse), $T_{WS} = 800$ °C (für Hanfschäben, Reisschalen, Kokosnussschalen, Maniokstiele und Bagasse) und $T_{WS} = 850$ °C (für RE) zeigt das Ergebnis, dass ein entsprechender Massenstrom des Brennstoffes von ungefähr 0,65 kg/s (2340 kg/h) bis 0,75 kg/s (2700 kg/h) notwendig ist (s. Tabelle 2 bis 4 im Anhang 2.2 bis 2.7), das entspricht einer Primärenergie an Brennstoff von 9.605 kW bis 9.945 kW. Die Sauerstoffkonzentration in den Abgasen variierte von 3 bis 11 Vol. %. Die Temperatur der Abgasrezirkulation wurde bei $T_{RZ} = 170$ °C = konst. gehalten und der Volumenstrom der Abgasrezirkulation wurde variiert (T_{RZ} ist die Abgastemperatur am Ausgang des Calorifers/ WÜ-Wärmeübertrager vor Eintritt in den Mischraum, siehe Nr.4 in Abb. 4.13). Im Mischraum wird kalte Frischluft mit warmen Abgasen gemischt und dem Trockenraum für Maniokabfälle zugeleitet /5/.

Unter diesen Bedingungen wird für das oben dargestellte Modell die Lösung für die notwendigen Volumenstromraten der rezirkulierenden Abgase (RZ) ermittelt. Dabei ergibt sich die max. Rezirkulationsrate für Reisschalen mit $RZ \approx 1,8$ und die min. Rezirkulationsrate für RE mit $RZ \approx 0,32$. Die berechneten Bilanzparameter, wie Abgasvolumenstrom, Feuerungsleistung, Nutzungsgrad, elektrischer Wirkungsgrad und Verlustleistung, sind in Tabelle 2a und 2b im Anhang 2.2 und 2.3. dargestellt.

Die Lösung für $O_{2,AG,tr}$ in den Abgasen des Verbrennungsprozesses wird im Abschnitt 4.4 gezeigt.

Die Ergebnisse des Rechenmodells, wie RZ , $V'_{AG,RZ}$, $\eta_{el.}$ und $\eta_{Nutz.}$ bei Variation $O_{2,AG,tr}$ von 3 bis 11 Vol. % zeigen Tabelle 2a und 2b. Aus diesen Ergebnistabellen ist ersichtlich, dass die optimale Lösung der $O_{2,AG,tr}$ -Konzentration im Abgas 6 bis 7 Vol. % beträgt.

4.4 Untersuchungen und Optimierung eines KWK-Prozesses

Abbildung 4.13 zeigt die Ergebnisse für die KWK-Anlage mit rezirkuliertem Abgas. Das schließt ein: 1 - Brennkammer; 2 - Dampferzeuger (Dampfgenerator); 3 - Wärmeübertrager (WÜ), welcher reine Warmluft für die Trocknungsanlage für Maniokstärke erzeugt; 4 - Mischraum, welcher zur Trocknung von Maniokabfällen Warmluft aus Abgasen mit Frischluft mischt, die als Futtermittel genutzt werden /5/.

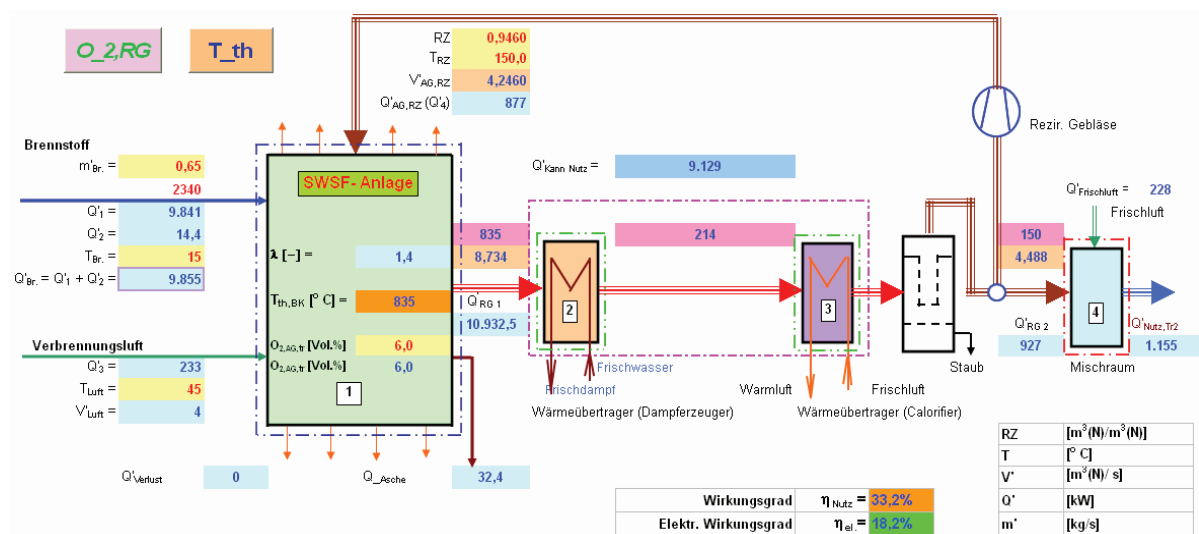


Abb. 4.13: Diagramm, Schnittstelle zeigt die Ergebnisse des Modells der KWK-Anlage. Von links: das Modell enthält die Module 1 - Brennkammer; 2 - Dampferzeuger (Dampfgenerator); 3 - Wärmeübertrager, welcher reine Warmluft für die Trocknungsanlage für Maniokstärke erzeugt; 4 - Mischraum, welcher zur Trocknung von Maniokgrobstoffen Warmluft aus Abgasen mit Frischluft mischt

Die Energiebilanz des KWK-Systems wird in Abb. 4.14 gezeigt. Diese Abbildung zeigt die Energiebilanzen in der Brennkammer (a), dem WÜ (b) und dem Mischraum (c).

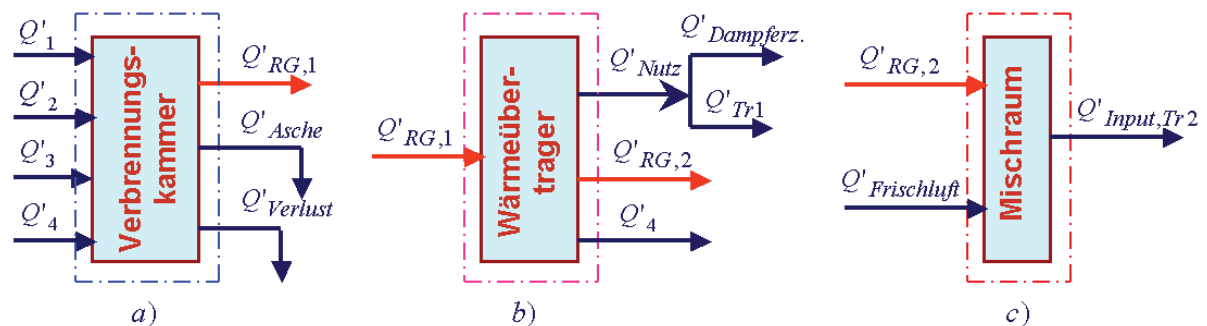


Abb. 4.14: Schema für die Energiebilanz der Module des KWK-Systems /5/

Die im Folgenden beschriebenen Gleichungen (bezogen auf 0 °C) /5,8,71/ werden zur Berechnung der Energiebilanzen für das KWK-Modell in Abb. 4.13 u. 4.14 genutzt /5/. Die Rechenergebnisse werden dargestellt z. B in Abb. 4.13 u. Tab. 2 bis 4 im Anhang 2.2 bis 2.7.

- Chemische Energie des Brennstoffs:

$$\dot{Q}_1 = \dot{m}_{Br} \cdot Hu \quad (\text{kW}) /5, 71/ \quad (4.38)$$

- mit Wärmehalt/Wärmekapazität des Brennstoffs:

$$\dot{Q}_2 = \dot{m}_{Br} \cdot c_{Br} \cdot T_{Br} \quad (\text{kW}) /5, 71/ \quad (4.39)$$

- Wärmeleistung von Luft:

$$\dot{Q}_3 = \dot{m}_{Br} \cdot \lambda \cdot L_{\min} \cdot c_{pm, Luft} \cdot T_{Luft} \quad (\text{kW}) /5, 71/ \quad (4.40)$$

- Rezirkulierte Wärmeleistung der Abgase:

$$\dot{Q}_4 = \dot{Q}_{RG, RZ} = RZ \cdot \dot{m}_{Br} \cdot V_{m(\lambda)} \cdot h_{RG, RZ} \quad (\text{kW}) /5, 71/ \quad (4.41)$$

- Energie im Abgas 1:

$$\dot{Q}_{RG, 1} = (1 + RZ) \cdot \dot{m}_{Br} \cdot V_{m(\lambda)} \cdot c_{pm, RG} \cdot T_{th, BK} \quad (\text{kW}) /5, 71/ \quad (4.42)$$

- Energie in der Asche:

$$\dot{Q}_{Asche} = \dot{m}_{Br} \cdot a_{Br} \cdot c_{Asche} \cdot T_{th, BK} \quad (\text{kW}) /5, 71/ \quad (4.43)$$

- Wärmeverluste:

$$\dot{Q}_{Verlust} = n \cdot \dot{Q}_{E \text{ int ritt}}, \quad (n - \text{ vorgegebener Koeffizient}) (\text{kW}) /5/ \quad (4.44)$$

- Nutzbarer Wärmeaustritt 1:

$$\dot{Q}_{Nutz} = \dot{Q}_{Dampfzueger} + \dot{Q}_{Tr1} \quad (\text{kW}) /5/ \quad (4.45)$$

- Energie im Abgas 2:

$$\dot{Q}_{RG, 2} = \dot{m}_{Br} \cdot V_{m(\lambda)} \cdot c_{pm, RZ} \cdot T_{RZ} \quad (\text{kW}) /5, 71/ \quad (4.46)$$

Die Gleichung der Energiebilanz für das KWK-System ist (4.47) oder (4.50):

$$\dot{Q}_{Bilanz} = \dot{Q}_{Sollwert} - \dot{Q}_{Istwert} = 0 \quad (\text{kW}) /5, 71/ \quad (4.47)$$

mit : $\dot{Q}_{Sollwert} = \dot{Q}_1 + \dot{Q}_2 + \dot{Q}_3 + \dot{Q}_4 \quad (\text{kW}) - \text{Energie-Input} /5, 71/ \quad (4.48), \quad \text{und:}$

$$\dot{Q}_{Istwert} = \dot{Q}_{RG, 1} + \dot{Q}_{Verlust} + \dot{Q}_{Asche} \quad (\text{kW}) \quad \text{Energie-Output} /5, 71/ (4.49)$$

oder: $\dot{Q}_{Bilanz} = \dot{Q}_{E \text{ int ritt}} - \dot{Q}_{Austritt} = 0 \quad (\text{kW}) \quad (4.50)$

mit: $\dot{Q}_{E \text{ int ritt}} = \dot{Q}_1 + \dot{Q}_2 + \dot{Q}_3 + \dot{Q}_4 \quad (\text{kW}) \quad \text{Energie-Input} /5, 71/ \quad (4.51)$

und: $\dot{Q}_{Austritt} = \dot{Q}_{Verlust} + \dot{Q}_{Asche} + \dot{Q}_{Nutz} + \dot{Q}_{RG, 2} \quad (\text{kW}) \quad \text{Energie-Output} /5, 71/ (4.52)$

Wirkungsgradfaktor: $\eta_{Nutz} = \frac{(P_{el.} + \dot{Q}_{Tr1} + \dot{Q}_{Tr2})}{\dot{Q}_{E \text{ int ritt}}} \quad (\%) \quad /5/ \quad (4.53)$

$$\text{Elektrische Effizienz: } \eta_{el.} = \frac{P_{el.}}{Q_{E \text{ int ritt}}} \quad (\%) \quad /5/ \quad (4.54)$$

Die nutzbare Gesamtenergie aus der Stromerzeugung (Energieerzeugung) (Abschnitt 4.2.2.4) und dem Trocknungssystem (Abschnitt 4.2.3.4) ist der Eingangsparameter für das Modell, der in den Gleichungen (4.38) bis (4.54) berechnet wird.

Die Ergebnisse wurden mit dem Modell, das oben dargestellt ist, durch Änderung der Eingangsparameter ermittelt. Die Ergebnisse werden im Folgenden beschrieben.

Tabellen 3a und 3b im Anhang 2.4 und 2.5 geben die Lösung für RZ, $V'_{AG,RZ}$ und η bei konstanter Sauerstoffkonzentration in den Abgasen ($O_{2,AG,tr} = 6 \text{ Vol. \%}$ für eine variable Rezirkulationstemperatur T_{RZ} in einem Intervall von 150, 160... 200 °C wieder. Für diese Untersuchung wurde die Verbrennungstemperatur T_{WS} im Bereich von 800 bis 850 °C brennstoffspezifisch eingestellt. Im Prinzip kann die untere Grenze von T_{RZ} mindestens 150 °C betragen, welche gleich der erforderlichen Temperatur zur Versorgung der Trocknungsanlage für die Maniokabfälle ist /5/. Die obere Grenze sollte nicht größer als 200 °C sein, weil ein negativer wirtschaftlicher Effekt eintreten würde, der einen zunehmenden Verbrauch an Frischluftzufuhr zur Versorgung der Eingangstemperatur bei 150 °C für den Trocknungsraum zur Folge hätte /5/.

Tabellen 3a und 3b im Anhang 2.4 und 2.5 zeigen die Ergebnisse des Rechenmodells wie RZ, $V'_{AG,RZ}$, $\eta_{el.}$ und $\eta_{Nutz.}$ für den Verbrennungsprozess (bei konstanter $O_{2,tr}$) mit variablen T_{RZ} von 150 bis 200 °C. Die optimale Lösung der T_{RZ} wurde mit ca. 170 °C aus diesen Ergebnistabellen gefunden.

Schließlich zeigen die Tabellen 4a und 4b im Anhang 2.6 und 2.7 den Einfluss von RZ (bei konstanter Temperatur T_{RZ}) auf $O_{2,AG,tr}$. Weiterhin macht die Tabelle die Änderung von $V'_{AG,RZ}$ und η in Abhängigkeit von RZ deutlich.

Die Ergebnisse haben gezeigt, dass die optimale Lösung der RZ-Rate bei ca. 0,8 bis 1,1 liegt.

Nach Berechnung der Energiebilanz der gesamten KWK-Anlage, wird der Prozess bei Änderung von T_{RZ} von 150 bis 200°C oder $O_{2,AG,tr}$ von 3,0 bis 11,0 Vol. % oder RZ von 0,0 bis 1,25 $\text{m}^3 \text{ (N)}/\text{m}^3 \text{ (N)}$ untersucht. Die Ergebnisse werden in Tabelle 2 bis 4 im Anhang 2.2 bis 2.7 gezeigt.

Daraus folgt als Lösung für $O_{2,AG,tr}$ in den Abgasen des Verbrennungsprozesses mit ungefähr **6,0 ... 7,0 Vol. %**, $T_{RZ} = 170^\circ\text{C}$, $RZ \approx 0,8 \dots 1,1 \text{ m}^3 \text{ (N)}/\text{m}^3 \text{ (N)}$, $V'_{AG,RZ} \approx 3,9 \dots 5,4 \text{ m}^3 \text{ (N)}/\text{s}$ und $T_{Nach D.} \approx 209 \dots 229^\circ\text{C}$.

Der Gesamtwirkungsgrad des Prozesses ist $\eta_{\text{ges}} \equiv \eta_{\text{Nutz}}$ von ungefähr 32 ... 33% (Der Wirkungsgrad der Energieumwandlung des Dampfkreisprozesses ($\eta_{\text{EU,D.}}$) allein ist ungefähr 24,7% in Abschnitt 4.2.2.4) und der elektrische Wirkungsgrad erreicht $\eta_{\text{el.}} \approx 17,6 \dots 18,3\%$.

Abbildung 4.15 macht den Zusammenhang zwischen Temperatur und Wärmeleistung deutlich. Für den thermischen Wirkungsgrad des Dampferzeugers ergibt sich $\eta_{\text{D,G}}$ von ca. 76,2%. Der Wirkungsgrad für die Maniokstärketrocknung (η_{Tr1}) beträgt ca. 4,4%, der Wirkungsgrad der Trocknungsanlage für Maniokabfälle (η_{Tr2}) erreicht ca. 10,5%. Der thermische Gesamtwirkungsgrad für die gesamte Anlage $\eta_{\text{ges}} = (\eta_{\text{D,G}} + \eta_{\text{Tr1}} + \eta_{\text{Tr2}})$ reicht von 91,3% bis 87,6%. Die Wärmeverluste liegen im Bereich von 8,7% bis 12,4%.

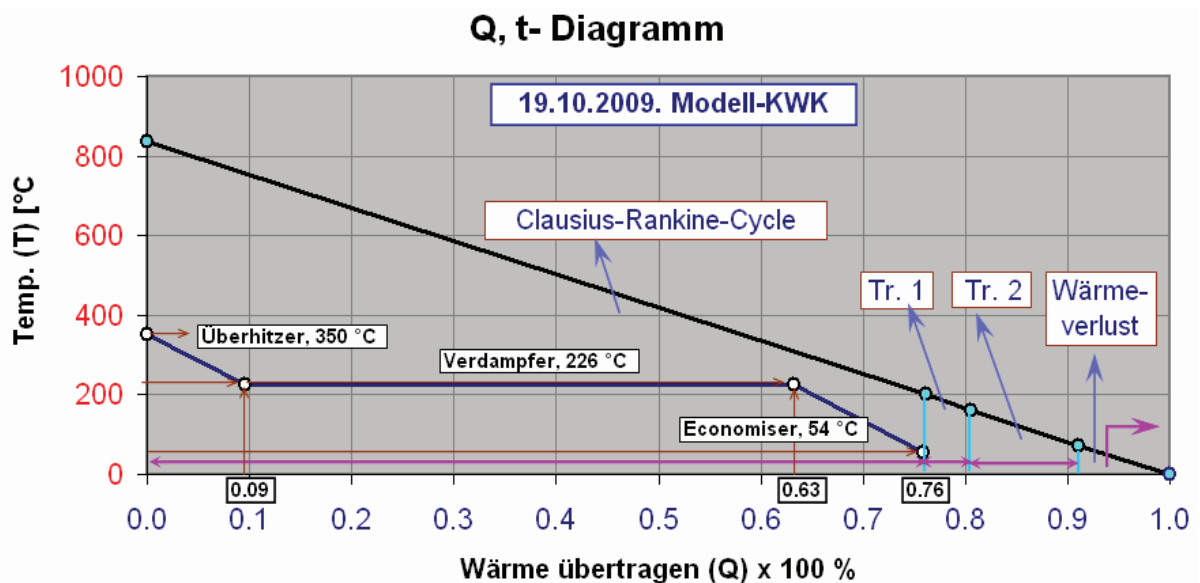


Abb.4.15: Relation zwischen der Temperatur der Anlage und der Nutzwärme $Q = f(T)$ am Beispiel $T_{\text{WS}} = 835 \text{ °C}$

Die Abgasemissionen in Abhängigkeit von $\text{O}_{2,\text{AG,tr}}$ bei T_{WS} und T_{RZ} zeigen Abb. 1 bis 8, Anhang 2.8. Diese Abbildungen zeigen die Beziehung der Bestandteile der Abgasemissionen und deren Konzentration (wie z.B. CO_2 , O_2 , E_{CO_2} , und E_{SO_2}). Im Folgenden wird die Berechnung des Modells anhand eines Beispiels mit $T_{\text{RZ}} = 170 \text{ °C}$ dargestellt. Diese Abbildungen zeigen, dass die CO_2 -Rate abnimmt von $0,14 \text{ [m}^3 \text{ (N)/m}^3 \text{ (N) AG, feucht]}$ (wenn $\text{O}_{2,\text{AG,tr}} = 3 \text{ Vol. \%}$) auf $0,08 \text{ [m}^3 \text{ (N)/m}^3 \text{ (N) AG, feucht]}$ (wenn $\text{O}_{2,\text{AG,tr}} = 11 \text{ Vol. \%}$), und $\text{E}_{\text{CO}_2} \approx 363 \text{ kg/MWh}$, $\text{E}_{\text{SO}_2} \approx 196,2 \text{ g/MWh}$ ($92,7 \text{ mg/m}^3 \text{ (N) AG}$) $< 350 \text{ mg/m}^3 \text{ (N) AG}$ (TAL-02).

Diese Ergebnisparameter können mit den experimentellen Messergebnissen verglichen werden, wie die O_2 -Konzentration im Abgas und besonders der Einfluss der O_2 -Konzentration im Abgas auf die CO , NO_x , SO_2 - Emissionen.

Aus den Rechenergebnissen:

- Das Verhältnis der Stromerzeugung /5,78/ ist:

$$X_{Po} = \frac{\dot{Q}_{Dampfz.}}{\dot{Q}_{Dampfz.} + \dot{Q}_{Nutzwärme}} = \frac{\dot{Q}_{Dampfz.}}{\dot{Q}_{Dampfz.} + \dot{Q}_{Tr1} + \dot{Q}_{Tr2}} = \frac{8345kW}{(8345kW + 481,9kW + 1154,5kW)} = 0,84 \quad (4.55)$$

Wobei: $\dot{Q}_{Dampfz.}$ - Wärmeleistung der Dampfkraftanlage in (kW),
 $\dot{Q}_{Nutzwärme}$ - Wärmeleistung des nutzbaren Wärmeaustritts in (kW),
 \dot{Q}_{Tr1} - Wärmeleistung des Maniokstärke-Trocknungssystems in (kW),
 \dot{Q}_{Tr2} - Wärmeleistung des Maniokgrobstoff-Trocknungssystems in (kW),

- Das Verhältnis der Wärmeerzeugung ist dann /5,78/.

$$X_H = 1 - X_P = 1 - 0,84 = 0,16 \quad (4.56)$$

Gemäß /5,78/ ist das definierte Verhältnis der Elektrizität: Das Verhältnis der elektrischen Leistung $P_{el.}$ dividiert durch die Summe des Betrags und des nutzbaren Wärmeaustritts $\dot{Q}_{Nutzwärme}$.

$$e = \frac{P_{el.}}{P_{el.} + \dot{Q}_{Nutzwärme}} = \frac{P_{el.}}{P_{el.} + \dot{Q}_{Tr1} + \dot{Q}_{Tr2}} = \frac{2000kW}{(2000kW + 481,9kW + 1154,5kW)} = 0,55 \quad (4.57)$$

mit: $P_{el.}$ - elektrische Netzleistung in (kW_{el.}),

- KWK Koeffizient ist das Verhältnis der elektrischen Leistung $P_{el.}$ dividiert durch den nutzbaren Wärmeaustritt $\dot{Q}_{Nutzwärme}$. /5,78/:

$$\sigma = \frac{P_{el.}}{\dot{Q}_{Nutzwärme}} = \frac{P_{el.}}{(\dot{Q}_{Tr1} + \dot{Q}_{Tr2})} = \frac{2000kW}{(481,9kW + 1154,5kW)} = 1,22 \quad (4.58)$$

Die obigen Ergebnisse zeigen, dass in dem KWK-Modell das Wärmekraftwerk zur Erzeugung von elektrischer Energie genutzt wurde, welches das Hauptziel darstellt. Das sekundäre Ziel ist die Nutzung der Restwärme für die Trocknungsabsichten.

Zusammenfassung

Die notwendigen technischen Hauptparameter der KWK-Anlage können aus den theoretischen Modellberechnungen ermittelt werden.

Die Wärmeenergie des Abgases nach dem SWSF-Reaktor kann zur Erwärmung und für andere technologische Anwendungen genutzt werden. Ein typisches Beispiel ist die Trocknung in der landwirtschaftlichen Produktion.

Aus den Untersuchungen des Prozessmodells ergibt sich die optimale Lösung der Parameter, wie $O_{2,AG,tr}$ im Abgas $\approx 6 \dots 7$ Vol. % (entsprechend einem Luftverhältnis $\lambda \approx 1,4 \dots 1,5$), der Wirkungsgrad der Gesamtanlage mit rund **33,2%** und der elektrische Wirkungsgrad der Anlage mit rund **18,3%**.

Die Modellberechnungen zeigen die Parameter des Verbrennungsprozesses, wie die Verbrennungstemperatur, die Temperatur der rezirkulierenden Abgase, das Verhältnis des rezirkulierenden Abgases, die verfügbare Sauerstoffkonzentration unter Beachtung der Brennstoffeigenschaften. Insbesondere hat die Sauerstoffkonzentration im Abgas einen starken Einfluss auf die Abgasemissionen, den thermischen Wirkungsgrad (η_{th}), den elektrischen Wirkungsgrad und den Gesamtwirkungsgrad (η_{ges}) des Prozesses.

Die Ergebnisparameter des theoretischen Modells können mit den experimentellen Messergebnissen verglichen werden: die O_2 -Konzentration im Abgas, der thermische Wirkungsgrad, besonders die Wirkung der Wärmeauskopplung auf die O_2 -Konzentration im Abgas und der Einfluss der O_2 -Konzentration im Abgas auf die Abgasemissionen / (auf die CO , NO_x , SO_2 -Emissionen).

Mit dem theoretischen Modell wurde die Verbrennung von Rapsextraktionsschrot, Hanfschäben, Mix, Mix 1 und Mix 2 modelliert und mit den Ergebnissen der experimentellen Untersuchungen verglichen.

Eine maximale Turbinenleistung und somit die ins Netz eingespeiste elektrische Leistung ist ein Hauptziel der Modellierung. Um dies zu gewährleisten, muss der Dampf in der Turbine auf einen möglichst niedrigen Kondensatordruck entspannt werden. Die verbleibende Enthalpie des Abdampfes kann bei der entsprechenden Sättigungstemperatur des Kondensatordrucks nicht mehr sinnvoll für die Trocknung genutzt werden, solange wirtschaftlich vertretbare Dimensionen des Wärmeübertragers eine Leitgröße sind.

5. Experimentelle Untersuchungen an der Wirbelschichtfeuerungsanlage

In diesem Kapitel wird die für die Tests eingesetzte Stationäre Wirbelschichtfeuerungsanlage vorgestellt und die Testdurchführung und Auswertung erläutert. In Unterpunkten Testdurchführung werden die zwei folgenden Versuchskomplexe beschrieben:

- *Verbrennungskonzept ohne Wärmeauskopplung (WA)*
- *Verbrennungskonzept in Verbindung mit WA mit einem Wärmeübertrager.*

Die Ergebnisse der Untersuchungen (insbesondere die Untersuchungen mit WA) kann man für Anlagen, die einen Wärmebedarf aufweisen, in Vietnam nutzen. Solche Anlagen sind z.B.: Kraft-Wärme-Kopplungs-Anlagen, Verarbeitungsanlagen von Maniokstärke oder/und für die gleichzeitige Trocknung von anderen landwirtschaftlichen Produkten. Diese Technologie kann man sehr gut in Entwicklungsländern wie Vietnam anwenden.

5.1. Wirbelschichtanlage zur Verbrennung von Biomasse

5.1.1 Stationäre Wirbelschichtfeuerungs (SWSF) an der Universität Rostock

Schematisches Diagramm der SWSF am Lehrstuhl für Umwelttechnik der Universität Rostock: Abb. 5.1 u. 5.2 zeigen die technologisch-schematische Darstellung einer SWSF und ihre Hilfsausstattung, die am Lehrstuhl für Umwelttechnik (LUT), Universität Rostock, Deutschland, aufgebaut ist. Das System braucht Quarzsand als Trägermaterial zur Realisierung einer sauberen Verbrennung. Die Verbrennungsluft wird durch ein Drehkolbengebläse V1 zugeführt und gelangt direkt oder mittels Abgas-Luft-Wärmeübertrager vorgewärmt in den Reaktor. Die Vorwärmung der Luft vor Eintritt in die SWSF soll Energie einsparen und für eine vollständige Verbrennung im Verbrennungsraum sorgen.

Es gibt die Möglichkeit, unterschiedliche Brennstoffe (gasförmige, flüssige, feste oder Mischungen aus ihnen) mit verschiedenen Eigenschaften in der SWSF (Abb. 5.1 u. 5.2) zu verbrennen. Ihre zum Teil verschiedenen Brennstoffeigenschaften erfordern eine adäquate Ausrüstung für das System: Gasförmige Brennstoffe werden mittels Verdichter V2 über unten im Brennraum positionierte Brenngasdüsen zugeführt.

Schüttfähige Festbrennstoffe gelangen über ein Schleusensystem in einen Schneckenförderer H1 und werden dann unten in den Reaktor gefördert. Die Anforderungen an dieses Eintragsystem sind sehr hoch, da der Brennstoff gegen den Druck des Brennraums und des Wirbelbettes eingetragen werden muss.

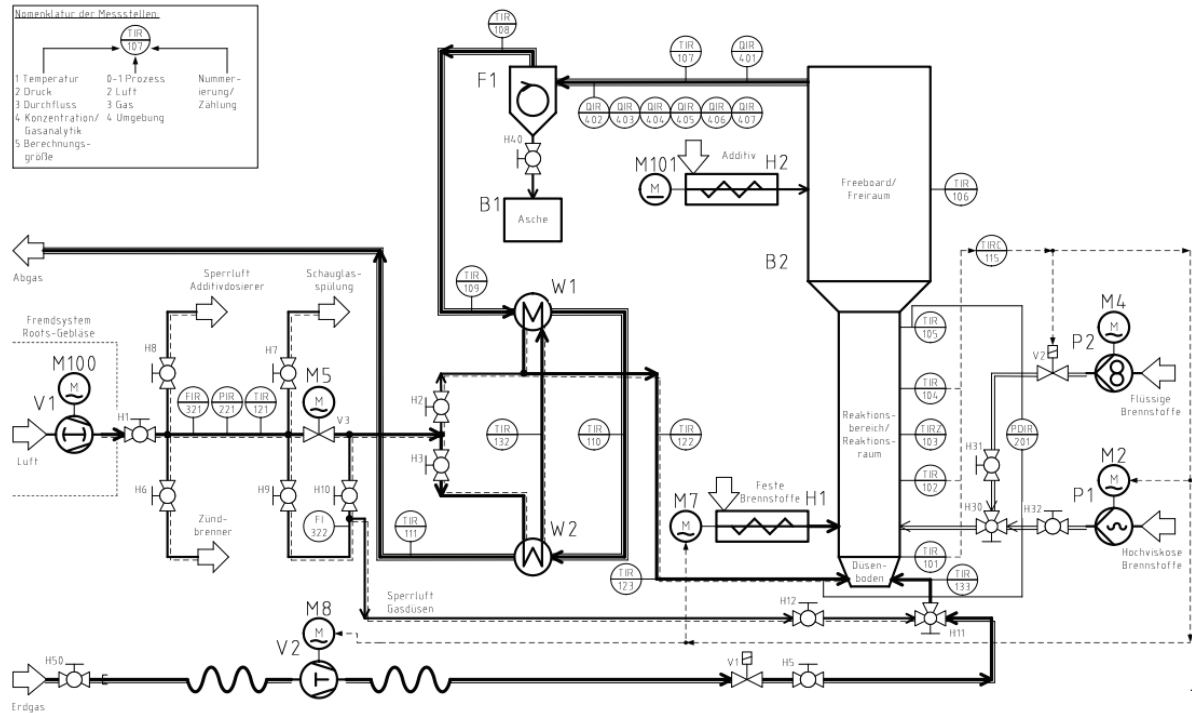


Abb. 5.1: Technologisches Diagramm einer SWSF am LUT /21/

Für die Förderung von flüssigen aber auch zähflüssigen Brennstoffen stehen die Pumpen P1 (Zahnradpumpe) und P2 (Exzentrerschnepumpen) zur Verfügung. Der Eintrag erfolgt über eine gekühlte Einspritzdüse im unteren Bereich des Brennraums. Mit einem in Abb. 5.1 nicht dargestellten zusätzlichen Dickstoff-Fördersystem (Pumpe und Eintragslanze) lassen sich Brennstoffe hoher Viskosität, z.B. Klärschlamm, zuführen.

Der am Freeboard befestigte Schneckenförderer H2 erlaubt die Zugabe von festen Additiven, z.B. Kalkstein CaCO_3 , zur Minderung von SO_2 -Emissionen. Ein Dosiersystem für flüssige Additive (z.B. Ammoniak-Wasser NH_4OH zur NO_x -Reduzierung) kann bei Bedarf eingebaut werden.



Abb. 5. 2: Foto der SWSF - Testanlage am LUT /15/

Der Durchmesser der „Hilfsstoffe“ (Quarzsand) beträgt 0 bis 2,0 mm. Um eine stabile Ausführung der pseudo-fluiden „Wirbelschicht“ zu erhalten, wird eine Betthöhe der „Hilfsstoffe“ von rund 1100 mm verwendet, das entspricht ca. 255 kg /8/. Wenn die Gasgeschwindigkeit hoch genug ist, sind die Sandpartikel getrennt und frei beweglich, es bildet sich eine „Wirbelschicht“ aus, die wie eine „kochende Flüssigkeit“ aussieht und physikalische Eigenschaften ähnlich einer Flüssigkeit hat.

Ein Drehkolbengebläse V1 versorgt den Prozess mit Wirbelluft zur Fluidisation des Bettmaterials, wobei diese Luft gleichzeitig als Oxidationsmittel für die Verbrennung dient.

In gleicher Weise wurden die Experimente mit der SWSF-Anlage durchgeführt. Brennstoffe, wie Gase, Flüssigkeiten, Festbrennstoffe oder Mischungen aus ihnen, sind zum Testen mit der Anlage verfügbar. Die Testparameter des Verbrennungsprozesses wurden durch einen Prozessrechner eingestellt.

5.1.2 Messanlage und –verfahren an der Universität Rostock

- **Messtechnik:** Die Quelle *STEINBRECHT /67/* zeigt, dass die Messstellen, Messwert-erfassung für die installierte Messtechnik in Tabelle 5.1 dargestellt sind.

Tabelle 5.1: Eingesetzte Messtechnik der SWSF-Test-Anlage am LUT der Universität Rostock¹⁾ /67/

1	Mengenmessung der Wirbel-Sekundärluft	VORTEX Wirbelzähler Modell 8800
2	Temperaturmessstellen	Mantelthermoelemente NiCr-Ni, auf Datenloggersystem geschaltet
3	Druckdifferenzmessung	Druckmesswandler mit Norm-Ausgangssignal
4	Konzentrationsmessungen im Abgas	Infrarot- bzw. paramagnetische Messzellen für O ₂ , CO ₂ , CO, NO ₂ , NO _x und SO ₂
5	Konzentrationsmessung für O ₂	O ₂ -Echtzeit-Analytik durch Zirkondioxid-Sensor
6	C _{org} - Messung oxidierbarer organischer Bestandteile im Abgas	FID-Konzentrationsmessung
7	GC-MS-Kopplung zur Untersuchung von Art u. Menge der gasförmigen Emissionen	Ermittlung der Art u. Konzentration von mit der Gasphase emittierten Komponenten
8	Inertstoff - Untersuchungen	- Partikeldichte; - Korngrößenverteilung; - Wirbelpunkt
9	Feststoff-Umweltanalytik	Charakterisierung des Bettmaterials u. der Asche im Labor, z. B: Korngrößenverteilung, Leicht- und Schwermetalle.

¹⁾- alle Informationen in Tabelle 5.1 aus Quelle: /67/

- **Messsysteme:** Das System ist mit drei speziellen Analysensystemen (Abb. 5.3) ausgestattet. Eine Zirkoniumdioxid-Sonde (ZIROX) übergibt Echtzeitsignale über den Sauerstoff-Partialdruck (umgerechnet auf die Konzentration) im feuchten Abgas. Das zweite System analysiert und misst die Konzentrationen der Abgasemissionen im trockenen Abgas, wie Sauerstoff, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid, Stickoxid, Stickstoffdioxid, Schwefeldioxid und organische Kohlenstoffverbindungen. Mit dem dritten System (Verbindung von Gaschromatograph und Massendetektor) ist es möglich, Art und Konzentration weiterer organischer Schadstoffe zu bestimmen.

Die Bildung von Schadstoffgasen erfolgt im Verbrennungsprozess. Dazu gehören die Gase: Kohlenmonoxid (CO); Stickoxide (Stickstoffmonoxid - NO u. Stickstoffdioxid - NO₂, beide zusammen als NO_x bezeichnet); schließlich Schwefeloxide (SO₂, SO₃). Alle diese Stoffe sind direkte Schadstoffe für den Menschen und wirken auch als klimaschädliche Gase.



Abb. 5.3: Die Systeme zur Messung und Bestimmung der Gasbestandteile im Abgas und zur Gasanalyse am LUT /4/.

Die Grenzwerte für Abgasemissionen sind gesetzlich in einer ganzen Reihe von Vorschriften festgelegt. Sie gelten in Abhängigkeit vom Feuerungstyp und der Feuerungsleistung. Die in der TA Luft 2002 (TA Luft 2002 mit O_{2tr, Bezug} = 11 Vol. % wird als TAL-02 beschrieben) vorgegebenen Grenzwerte für CO, NO_x und SO₂ sind für kleine und mittelgroße Anlagen in der Tabelle 5.2 zusammengestellt.

Tabelle 5.2: Grenzwerte von CO, NO_x u. SO₂ für kleine und mittlere Anlagen nach TAL-02 /35/

Brennstoff	Feuerungstyp	Bezugs O ₂ -gehalt	Grenzwerte der Abgasemissionen in mg/m³(N) RG		
			CO	NO _x	SO ₂
Feuerungswärmeleistung Q' _F = 0,1 MW ...< 1 MW					
Biomasse	WSF	11%	250	500	350
Feuerungswärmeleistung Q' _F = 1 MW ...< 50 MW					
Biomasse	WSF	11%	250	400	350

- **Online-Datenverarbeitung:** Das System ist mit einer großen Anzahl von Ventilen (entweder automatisch gesteuert oder manuell bedient), Thermoelementen, Volumenstrommessern und Drucksensoren ausgestattet. Die von ihnen ausgehenden Signale werden gesammelt und über ein „Interbus S“-System zum Leitrechner übertragen. Danach werden die Parameter von einer Spezialsoftware des LUT registriert und im Taktintervall von 5 Sekunden aufgezeichnet.

Zur Visualisierung wird das Programm *Graphworx* aus dem Softwarepaket *Genesis32* der Fa. *ICONICS* /86/ verwendet. Es erlaubt eine individuelle graphische Prozessabbildung als Fließbild und die Verknüpfung von Prozessmesswerten und -parametern des Bussystems in Form von Variablen. Dazu ist ein OPC-Server auf dem Leitrechner eingerichtet, der die

Daten des Bussystems für verschiedene Clients (Nutzer) zur Verfügung stellt. Die Visualisierungssoftware *Graphworx* tritt gegenüber diesem Server als Client auf und fragt die gewünschten Informationen mit einer softwarespezifischen Frequenz von 1 Hz ab /86/. Diese Informationen werden in der Server-Client-Architektur als Variablen bereitgestellt. Auf diese Weise können sie gelesen und dargestellt werden. Zur Prozessregelung können diese Variablen nach der Berechnung von Stellsignalen durch einen Softwareregler auch beschrieben werden und stehen den Interbusteilnehmern (Slaves) als Steuersignal zur Verfügung /86,87/.

Solch eine Regelung ist als PI-Regler für die SWSF zur Feuerungsregelung umgesetzt (s. Abb. 5.4). Die Verbrennung kann anhand einer Solltemperatur für die mittlere Betttemperatur (TC TIR 103 /21/, s. Abb. 5.1) über die Ansteuerung der Brennstoff-Eintragsaggregate geführt werden. Der PI-Regler hat sich als mittelschneller Regler, ohne bleibende Regelabweichung, für die Feuerungsregelung verschiedener Brennstoffe bewährt.

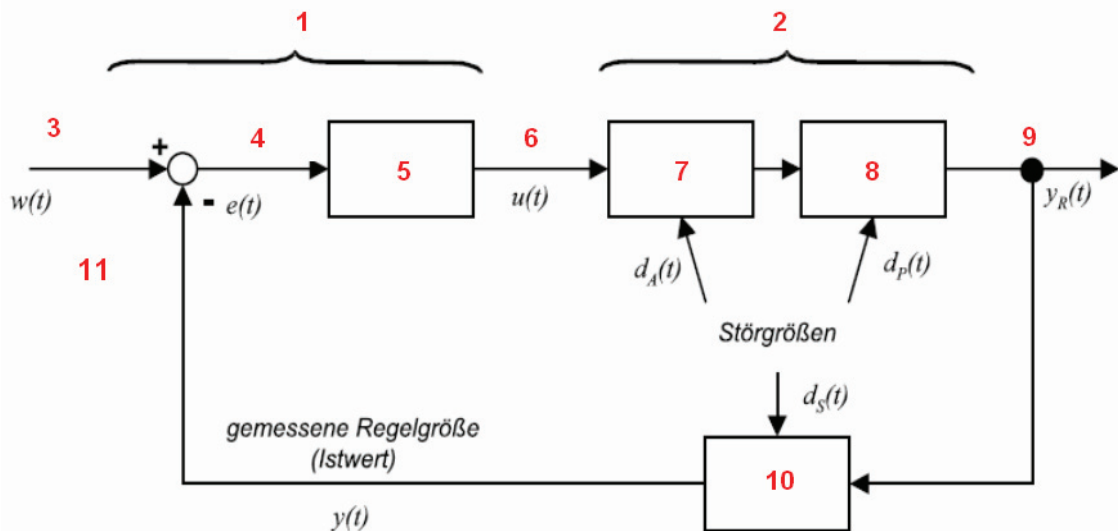


Abb. 5.4: Strukturbild einer Regelung (Regelkreis) /87/ und Benennung der Regelungskomponenten für die SWSF am LUT

1 - Graphworx oder autarker Regelbaustein des Interbussystems; 2 - stationäre Wirbelschichtfeuerung; 3 - Soll-Betttemperatur = 850 °C; 4 - Differenz zur Solltemperatur; 5 - PI-Softwareregler (Graphworx) oder PID-Regler des Regelbausteins; 6 - Motorfrequenz des Eintragsaggregates; 7 - Aktuator: Frequenzumrichter + elektr. Antrieb + Brennstoffeintragsaggregat; 8 - Verbrennung; 9 - mittlere Betttemperatur; 10 - Thermoelement (TC) (+Interbus); 11 - Differenzbildung in Graphworx oder im Regelbaustein.

Der Leitrechner überträgt die Signale auf zwei Monitore: einen Hauptschirm (gewöhnlich genutzt durch den Bediener zur Überprüfung der verschiedenen Daten und zur Steuerung des Systems) und einen Nebenschirm (genutzt zur Darstellung des Systems als Schema). Sie zeigen Echtzeitparameter wie z.B. die Betttemperatur, die Freeboardtemperatur, den Volumenstrom der Luft und des Brennstoffs, die Abgaszusammensetzung (s. Abb. 5.5).

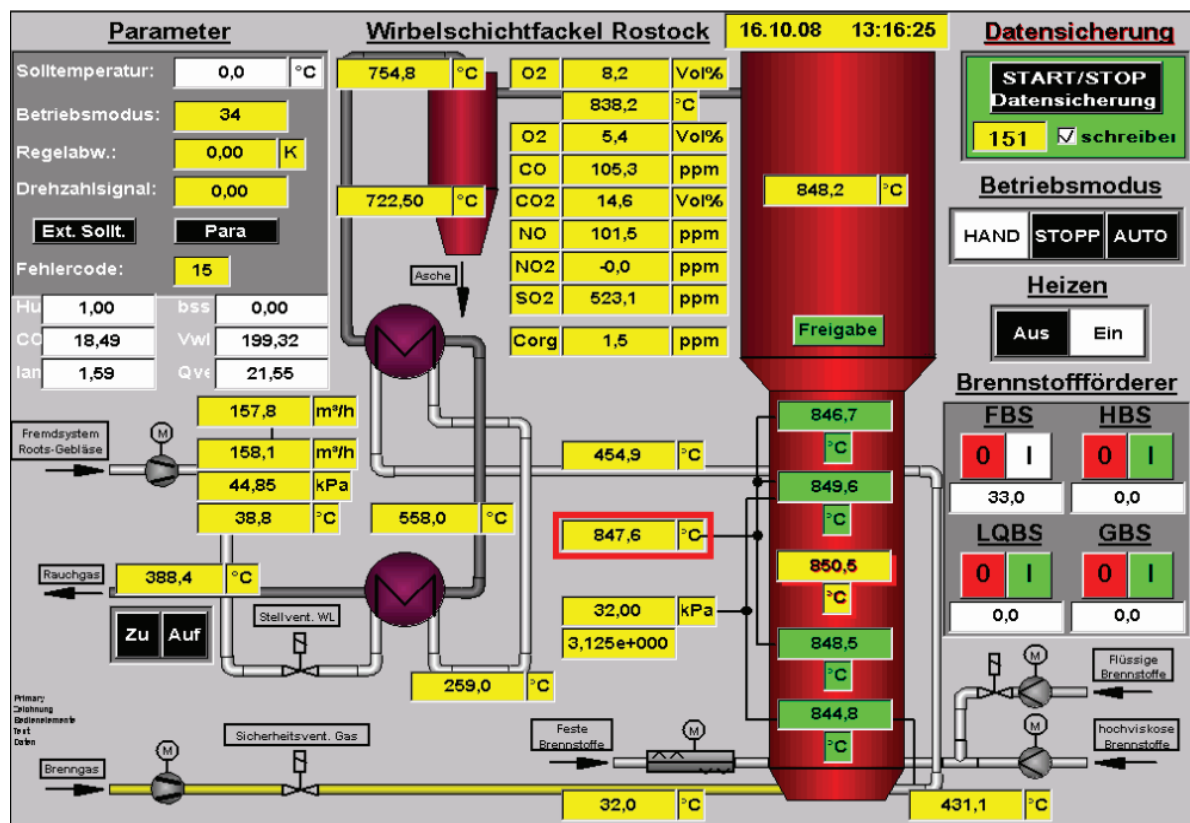


Abb. 5.5: Online-Datenergebnisse der SWSF nach Messung und Verarbeitung /4,8/

FBS-Festbrennstoff, HBS-Hochviskositätsbrennstoff, LQBS-Liquidbrennstoff, GBS-Gasbrennstoff

5.2. Zu den Versuchen genutzte Biomassen

5.2.1 Auswahl des Versuchsbrennstoffs

Die Materialien sind hier Rohglycerin, Rapsextraktionsschrot (RE), Hanfschäbenbriketts, Strohbricketts, Kakaoschalenbriketts, Mischbrennstoffbriketts (Gemisch aus RE und Hanfschäben, s. Abb. 5.6 u. 5.8). Sie sind vietnamesischen landwirtschaftlichen Abfällen ähnlich und stellen einen Biomassegrundstoff (oder Rohstoff) dar. Diese Materialien werden vielseitig genutzt, wie in der Papierindustrie, Futter für Rinder und Brennstoff für Wirbelschichtfeuerungsanlagen zur Erzeugung thermischer Energie oder zur Kraft-Wärme-Kopplung.

Zur Charakterisierung der Biomasse wurden physikalische und chemische Eigenschaften bestimmt, der Heizwert ermittelt sowie eine Elementaranalyse durchgeführt. Das Ergebnis dieser Untersuchungen soll in Abschn. 5.2.2 beschrieben und mit vietnamesischer Biomasse (Reisschalen, Kokosnussschalen, Maniokstiele, Bagasse, Kaffeeschalen) verglichen werden, siehe auch Abschn. 5.3.1 und 5.3.2.



Abb. 5.6: Fotos von Biomasse-Brennstoffen:

Biomassen aus Deutschland: (a - RE, b - Hanfschäben, c - Kakaoschalen, d - Rohglycerin) und Biomassen aus Vietnam (e - Reisschalen, f - Kokosnussschalen, g - Maniokstiele, h - Bagasse, i - Kaffeeschalen)

5.2.2 Physikalische und chemische Eigenschaften sowie Heizwert von Versuchsmaterialien

Die Analyse der chemischen Eigenschaften von Biomasse in Deutschland und aus Vietnam zeigen Tab. 5.3 und Abb. 5.7. Tabelle 5.3. zeigt, dass die chemischen Eigenschaften von Biomasse in Deutschland und Vietnam ähnlich sind.

Da die vietnamesische Biomasse (außer Kakaoschalen) nicht in ausreichender Menge zur Verfügung stand, wurden die Verbrennungsversuche in der SWSF mit Mischbrennstoffen deutscher Biomasse durchgeführt.

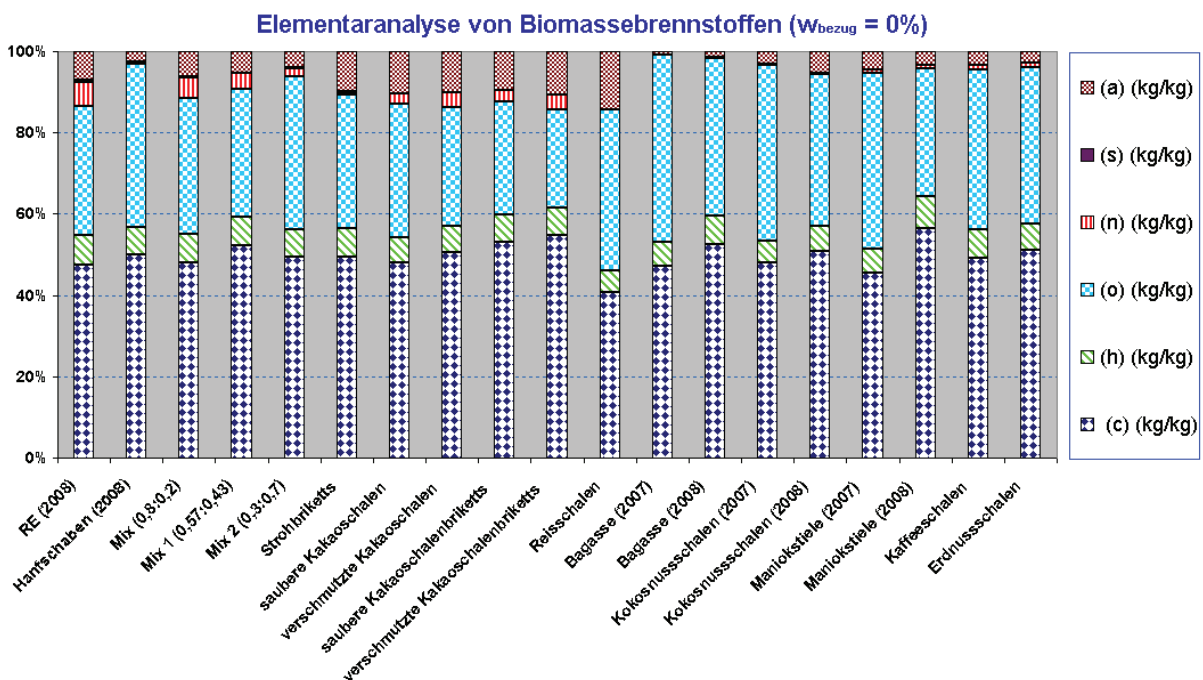


Abb. 5.7: Analyse der chemischen Eigenschaften von Biomassebrennstoffen

Tabelle 5.3: Vergleich der chemischen Eigenschaften von Biomasse

Komponenten	(C)	(H)	(O)	(N)	(S)	(a)	(w)	(Hu)
Brennstoffe	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kg/kg)	(kJ/kg)
Biomasse aus Deutschland								
RE ¹⁾ (2008)	0,4235	0,0636	0,2828	0,0542	0,0040	0,0626	0,1094	15.983
Hanfschäben ²⁾ (2008)	0,4480	0,0598	0,3572	0,0051	-	0,0236	0,1063	16.254
Mix	0,4284	0,0628	0,2977	0,0444	0,0032	0,0548	0,1088	16.037
Mix 1	0,4340	0,0620	0,3148	0,0331	0,0023	0,0458	0,1081	16.658
Mix 2	0,4407	0,0609	0,3349	0,0198	0,0012	0,0353	0,1072	16.806
Strohriketts	0,4320	0,0620	0,2859	0,0060	0,0013	0,0913	0,1215	15.409
s. Kakaoschalen	0,4755	0,0600	0,3252	0,0242	-	0,1030	0,0122	17.698
v. Kakaoschalen	0,4462	0,0559	0,2585	0,0318	-	0,0902	0,1174	16.985
s. Kakaoschalenriketts	0,4635	0,0585	0,2413	0,0240	-	0,0841	0,1286	16.414
v. Kakaoschalenriketts	0,4615	0,0564	0,2061	0,0301	-	0,0896	0,1563	17.102
Biomasse aus Vietnam								
Reisschalen	0,3979	0,0523	0,3863	0,0013	-	0,1392	0,0230	15.196
Bagasse ²⁰⁰⁷⁾	0,4638	0,0576	0,4519	-	-	0,0074	0,0193	16.686
Bagasse ²⁰⁰⁸⁾	0,4539	0,0616	0,3359	0,0016	-	0,0129	0,1340	16.030
Kokosnussschalen ²⁰⁰⁷⁾	0,4622	0,0520	0,4163	0,0026	-	0,0300	0,0369	17.408
Kokosnussschalen ²⁰⁰⁸⁾	0,4566	0,0559	0,3344	0,0029	-	0,0471	0,1031	16.761
Maniokstiele ²⁰⁰⁷⁾	0,4434	0,0576	0,4237	0,0065	-	0,0450	0,0238	15.942
Maniokstiele ²⁰⁰⁸⁾	0,4398	0,0613	0,2453	0,0065	-	0,0256	0,2216	15.709
Kaffeeschalen	0,4488	0,0620	0,3600	0,0096	-	0,0310	0,0887	16.217
Erdnussschalen	0,4862	0,0596	0,3669	0,0093	-	0,0270	0,0510	16.991

1) - Brennstoff 1 (Rapsextraktionsschrot); 2) - Brennstoff 2 (Hanfschäben); S und N = “-“ Steht für einen Schwefelanteil unterhalb der Nachweisgrenze.

Mix (1 und 2), Rate [80 % und 20 %]; Mix 1, Rate [57 % und 4 %]; Mix 2, Rate [30 % und 70 %]

Diese Mischbrennstoffe entsprechen in ihrer chemischen Zusammensetzung (d.h. in den Elementaranalysen) den nachfolgend aufgeführten vietnamesischen Biobrennstoffen:

Mix-Brennstoff (80 % RE u. 20 % Hanfschäben) \triangleq	Kokosnussschalen (2007)
Mix 1-Brennstoff (57 % RE u. 43 % Hanfschäben) \triangleq	Kokosnussschalen (2008) und Maniokstiele
Mix 2-Brennstoff (30 % RE u. 70 % Hanfschäben) \triangleq	Kaffeeschalen

Das bei der Biodiesel-Produktion aus Rapsöl anfallende Rohglycerin ist vergleichbar mit Rohglycerin in Vietnam, das dort bei der Biodiesel-Produktion aus Palmöl anfällt.

5.3. Experimentelle Ergebnisse

5.3.1. Verbrennungskonzept ohne Wärmeauskopplung

- **Versuchsziel:**

Umweltgerechte Verbrennung unterschiedlicher Biomasse in einer SWSF.

Untersuchung von:

- Eignung unterschiedlicher Biomassen als SWSF-Brennstoff
- Untersuchungen bei der sich ohne Wärmeauskopplung einstellenden (unbeeinflussten) Sauerstoffkonzentration
- Energiedichte
- Mechanische Förderung der Brennstoffe
- Abgasemissionen
- Ascheeigenschaften des Zyklonstaubes

- **Versuchsdurchführung:**

- Genaue Messung der Emissionen des Verbrennungsprozesses,
- Untersuchung des Einflusses der O_{2tr} -Konzentration im Abgas auf die CO - und NO_x -Emissionen,
- Bewertung der Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02.

- **Brennstoffe:**

Die Testbrennstoffe sind nachfolgend aufgeführte flüssige und unterschiedliche feste Brennstoffe:

- 1 - Flüssiges Rohglycerin (s. Abb. 5.6d),
- 2 - Rapsextraktionsschrot (RE) (s. Abb. 5.6a),
- 3 - Mischbrennstoff (80 % RE und 20 % Hanfschäben) (s. Abb. 5.8a),
- 4 - Strohbricketts (s. Abb. 5.8b),
- 5 - Hanfschäbenbricketts (s. Abb. 5.8c),
- 6 - Saubere Kakaoschalenbricketts (s. Abb. 5.8d).

Die Brennstoffe 3 bis 6 lassen sich auf Grund ihrer geringen Dichte (118 bis 159 kg/m^3) und der damit verbundenen Brückenbildung im Brennstoffschacht mit dem vorhandenen Beschickungssystem nicht unverdichtet in den Reaktor fördern.



Abb. 5.8: Fotos der Brennstoffe für die Versuche ohne Wärmeauskopplung: a - Mischbrennstoff, b - Strohbricketts, c - Hanfschäbenbricketts und d - saubere Kakaoschalenbricketts

Um das vorhandene Brennstofffördersystem nutzen zu können, wurden die Brennstoffe, wie aus nachfolgender Tab. 5.4 ersichtlich, brikettiert, gemischt oder gemischt und anschließend brikettiert.

Tabelle 5.4: Schüttdichte und Energiedichte des Testmaterials

Vor Mischung / vor Brikettierung			Nach Mischung / nach Brikettierung		
Brennstoff	Dichte ρ (kg/m ³)	Energiedichte (GJ/ m ³ Br.)	Brennstoff	Dichte ρ (kg/m ³)	Energiedichte (GJ/ m ³ Br.)
RE	558	8,9	Mix (80% Raps. u. 20% Hanf.)	367	5,9
Hanfschäben ⁽²⁰⁰⁸⁾	120	2,0			
Hanfschäben ⁽²⁰⁰⁶⁾	118	1,9	Hanf.briketts ⁽²⁰⁰⁶⁾	444	7,2
-	-	-	Strohbricketts	608	9,4
Saubere Kakaoschalen	159	2,8	Saubere Kakaoschalenbricketts	615	10,1

RE enthält viel Brennstoff-Stickstoff (s. Abb. 5.7 u. Tab. 5.3). Damit werden voraussichtlich hohe NO_x-Emissionen im Abgas bei der Verbrennung erwartet. Aus [15,16] folgt: Thermisches NO_x wird wegen niedriger Wirbelbetttemperatur nicht gebildet und Promptes NO_x entsteht nicht auf Grund der flammenlosen Verbrennung. Aus dem im Brennstoff enthaltenen N (Stickstoff) kann NO_x gebildet werden [15,16], es wird untersucht, ob die NO_x-Emission mit primären Maßnahmen (d.h. Verringerung der Sauerstoffkonzentration bei der Verbrennung) reduziert werden kann.

Rohglycerin ist eine brennbare Flüssigkeit und enthält Sauerstoff. Die Verbrennung des Rohglycerins mit Ölbrennern in Dampferzeugern würde schwere Verschlackungen in der Brennkammer verursachen und zu sehr kurzen Reisezeiten führen [15,16]. Der bei der Bio-Diesel-Produktion (nicht nur aus Rapsöl, sondern auch aus Palmöl in Vietnam) anfallende Reststoff Glycerin wird verfahrensbedingt durch einen „verlorenen“ Katalysator verunreinigt [15,16]. Dieser Katalysator verursacht einen Anteil Kaliummethylsulfat im Rohglycerin. Das enthaltene Kaliummethylsulfat K(CH₃SO₄) ist ebenfalls brennbar. Bei seiner Verbrennung werden CO₂ und H₂O sowie Kaliumsulfat K₂SO₄ als „Asche“ und SO₃ bzw. SO₂ als zusätzliche gasförmige Komponenten gebildet. Damit verursacht die Verbrennung von Rohglycerin aus der Bio-Diesel-Produktion sehr starke SO₂-/ SO₃-Emissionen [15,16].

Die gesetzlichen Bestimmungen schreiben für die Emission dieser Abgaskomponenten entsprechende Grenzwerte vor. Um diese Grenzwerte einzuhalten, war eine primäre Rauchgasentschwefelung mittels Additiv während des Verbrennungsvorganges in der SWSF notwendig.

Das Additiv Löschkalkpulver Ca(OH)₂ wurde hierzu dem Rohglycerin beigemischt (s. Abb. 5.9) und als Suspension (slurry) dem Verbrennungsprozess zugeführt. Um den

notwendigen Additiveinsatz für einen erforderlichen Entschwefelungsgrad zu bestimmen, wurde der Additivanteil variiert.

Die festen Brennstoffe (RE, Mischbrennstoff aus RE und Hanfschäben, Strohriketts, Hanfschäbenriketts und Kakaoschalenriketts) wurden im Versuchsbetrieb ohne Additiv in der SWSF verbrannt. Der Verbrennungsprozess in der stationären Wirbelschichtfeuerung erfolgt mit flammenloser Verbrennung. Die Wirbelbetttemperatur wird als Regelgröße über den Versuchszeitraum konstant gehalten.



Abb. 5.9: Fotos: Rohglycerin (a), staubförmiger Löschkalk (b), Suspension Rohglycerin/Löschkalk (c)

Das Ziel der Untersuchungen bestand darin, bei der gewählten Verbrennungstemperatur ein Schmelzen (Sintern) der Brennstoff“asche“ zu vermeiden und die Wirkungen des Temperaturniveaus und einer Additivdosierung auf die Verbrennungsqualität (Emissionen) zu bewerten. Die gewählten Wirbelbetttemperaturen für die Versuche waren:

- ca. 850 °C für RE und Mischbrennstoff,
- ca. 800 °C für Strohriketts, Hanfschäbenriketts, Kakaoschalenriketts,
- ca. 750 °C (780 °C) für Rohglycerin.

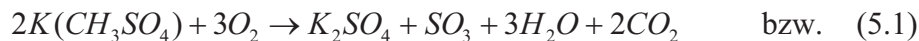
Alle wichtigen Einstellparameter des Verbrennungsprozesses blieben während der Versuche annähernd unverändert.

5.3.1.1 Verbrennung von Rohglycerin

Abbildung 5.10 zeigt das Gesamtdiagramm des Versuchsprozesses. Die Gesamtdauer des Versuchs betrug 510 Minuten, es wurden 6 verschiedene Betriebspunkte (BP) untersucht. Zu Versuchsbeginn BP1 und zum Versuchsende BP6 wurde Rohglycerin ohne Additiv verbrannt. BP2 bis BP5 zeigen die Verbrennung einer Glycerin-Löschkalk-Suspension. In Tab. 5.5 werden die Mengenanteile des Löschkalks (Ca(OH)_2) und der Volumenstrom der Verbrennungsluft gezeigt. Weiter wurde bei BP5 u. BP6 die Verbrennungsluftzufuhr um ca. 16,4 % und der Brennstoffdurchsatz um ca. 10,6 % (s. Tab. 5.5) erhöht. Die Mischung aus

dem Brennstoff und dem suspendierten Additiv konnte problemlos mit einer Dickstoffpumpe und wassergekühlter Düse direkt dem unteren Wirbelbett zugeführt werden. Der Brennstoff wurde bei maximal ca. 750 °C verbrannt. Die gewählte Verbrennungstemperatur liegt deutlich unterhalb der vermuteten Schmelztemperatur der Brennstoffasche.

Bei der Verbrennung entsteht gemäß den summarischen Gleichungen (5.1) u. (5.2) SO_3 oder / und SO_2 , das im Verbrennungsabgas in nennenswerten Konzentrationen enthalten ist. Entsprechend den gesetzlichen Bestimmungen können beide Komponenten nicht in hoher Konzentration in die Atmosphäre entlassen werden /15,16/.



Die Prozessparameter und wichtigen Ergebnisse des Tests zeigen Tab. 5.5 sowie die Abb. 1 bis 7 im Anhang 4.1. Die Konzentration der Abgasemissionen wird im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 bewertet (s. Abb. 5.11).

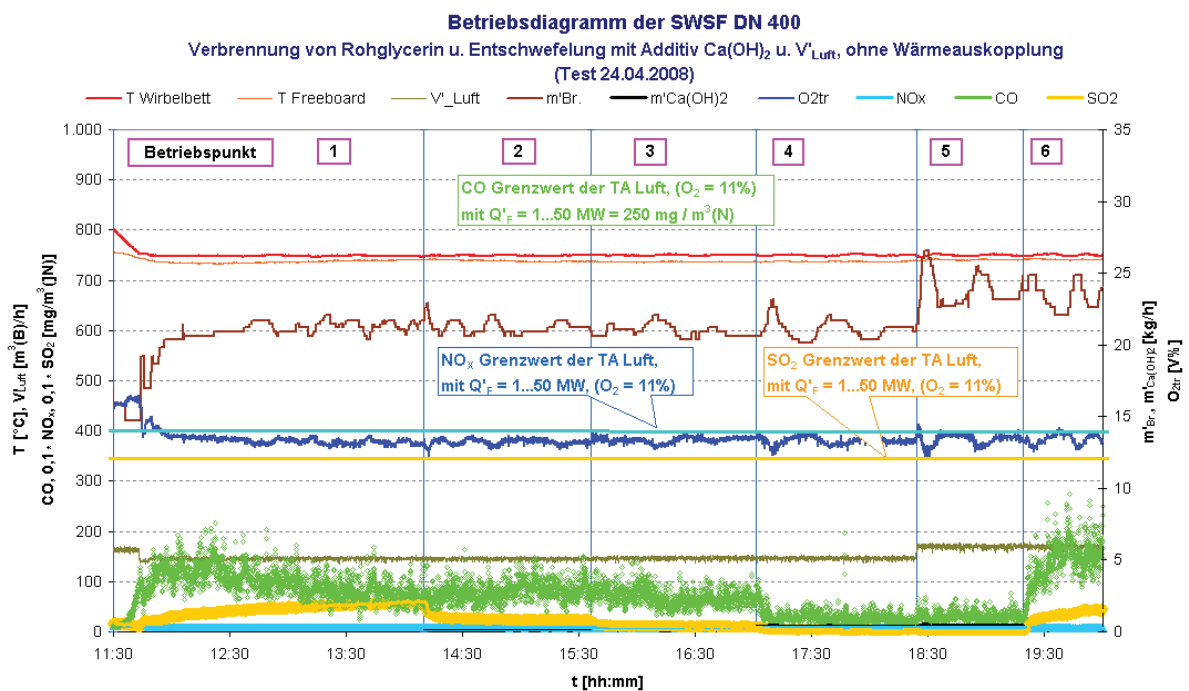
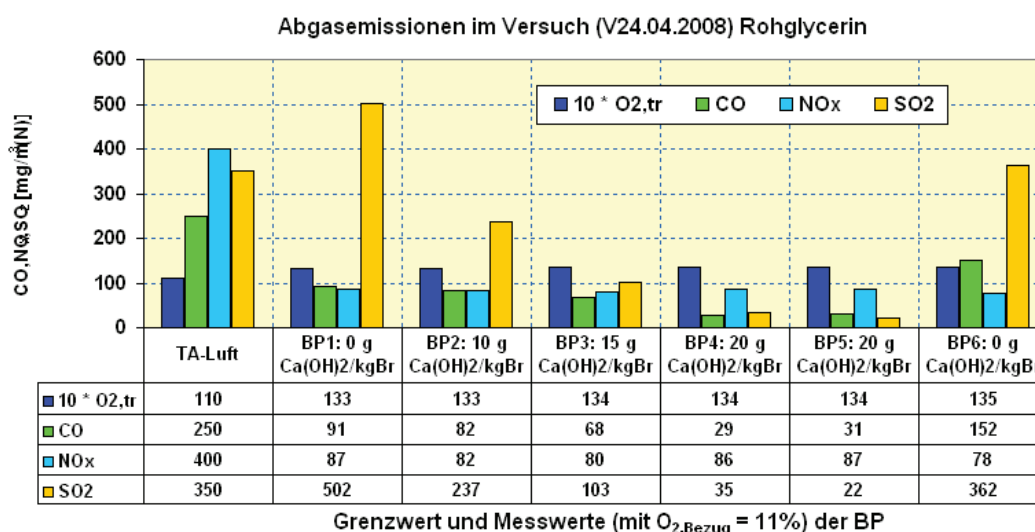


Abb.5.10: Gesamtdiagramm der Betriebspunkte des Verbrennungsprozesses von Rohglycerin

Tabelle 5.5: Parameter und Ergebnisse der Betriebspunkte (BP) im Versuch 2008-04-24 Rohglycerin u. Entschwefelung mit Additiv $\text{Ca}(\text{OH})_2$, ohne Wärmeauskopplung

BP		1	2	3	4	5	6
Beginn der Messung	hh:mm	12:30	14:30	15:45	17:20	18:30	19:25
Ende der Messung	hh:mm	14:00	15:30	17:00	18:20	19:20	20:05
Dauer	min	90	60	75	60	50	40
Betriebsparameter							
$m_{\text{Ca}(\text{OH})_2}$	g/kg Br	0,0	10,0	15,0	20	20	0,0
$V'_{\text{Verbrennungsluft}}$	$\text{m}^3/\text{h i.B.}$	146,0	145,0	147,0	146,0	170,0	169,0
m'_{Br}	kg/h	21,3	21,1	21,0	21,0	23,7	23,3
Q'_{Br}	kW	83,0	81,0	80,0	80,0	90,0	91,0
Q'_{F}	kW	86,0	84,0	84,0	83,0	94,0	94,0
$T_{\text{Wirbelbett}}$	$^{\circ}\text{C}$	748,4	749,0	749,7	749,6	749,7	750,0
$T_{\text{Freeboard}}$	$^{\circ}\text{C}$	737,6	738,5	737,0	737,4	741,2	741,4
$T_{\text{Verbrennungsluft}}$	$^{\circ}\text{C}$	44,1	45,8	47,1	47,7	47,8	47,6
Abgasemissionen							
O_2 feucht (Messwert)	%	11,5	11,5	11,6	11,6	11,7	11,7
O_2 trocken (Messwert)	%	13,3	13,3	13,4	13,4	13,4	13,5
CO_2	%	6,7	6,7	6,6	6,6	6,5	6,5
CO_2 max	%	18,2	18,2	18,2	18,2	18,1	18,1
CO (O_2 Bezug 11%)	$\text{mg}/\text{m}^3(\text{N})$	91	82	68	29	31	152
NO_x (O_2 Bezug 11%)	$\text{mg}/\text{m}^3(\text{N})$	87	82	80	86	87	78
SO_2 (O_2 Bezug 11%)	$\text{mg}/\text{m}^3(\text{N})$	502	237	103	35	22	362

Der Einfluss des $\text{Ca}(\text{OH})_2$ -Mengenanteils in der Rohglycerin-Löschkalk-Suspension auf die CO , NO_x , SO_2 -Emissionen zeigt sich in Abb. 5.11 u. Abb. 5.12. Mit höherem Anteil von $\text{Ca}(\text{OH})_2$ wird die Konzentration von NO_x von BP1 zu BP5 nicht wesentlich verändert. Man kann sagen, dass die NO_x -Konzentration während des Versuchs weitestgehend konstant blieb.



Grenzwert und Messwerte (mit $\text{O}_{2,\text{Bezug}} = 11\%$) der BP

Abb. 5.11: Emission der Abgase im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($\text{O}_{2,\text{Bezug}} = 11\%$)

Die Sauerstoffkonzentration im Abgas blieb während dieser Testreihe etwa konstant (s. Abb. 5.11). Die CO-Emissionen im Abgas in Abhängigkeit von den Betriebsparametern des Versuchsprozesses mit $\text{Ca}(\text{OH})_2$ -Dosierung und niedriger Temperatur waren ebenfalls Gegenstand der Untersuchungen. Abb. 5.11 sowie Abb. 1 bis 7 im Anhang 4.1 zeigen, dass die CO-Konzentration auch bei niedriger Verbrennungstemperatur von 750 °C bei allen Betriebspunkten deutlich unterhalb des TAL-02 Grenzwertes (250 mg/m³(N)) lag. Dies weist auf eine saubere Verbrennung in der SWSF-Brennkammer hin.

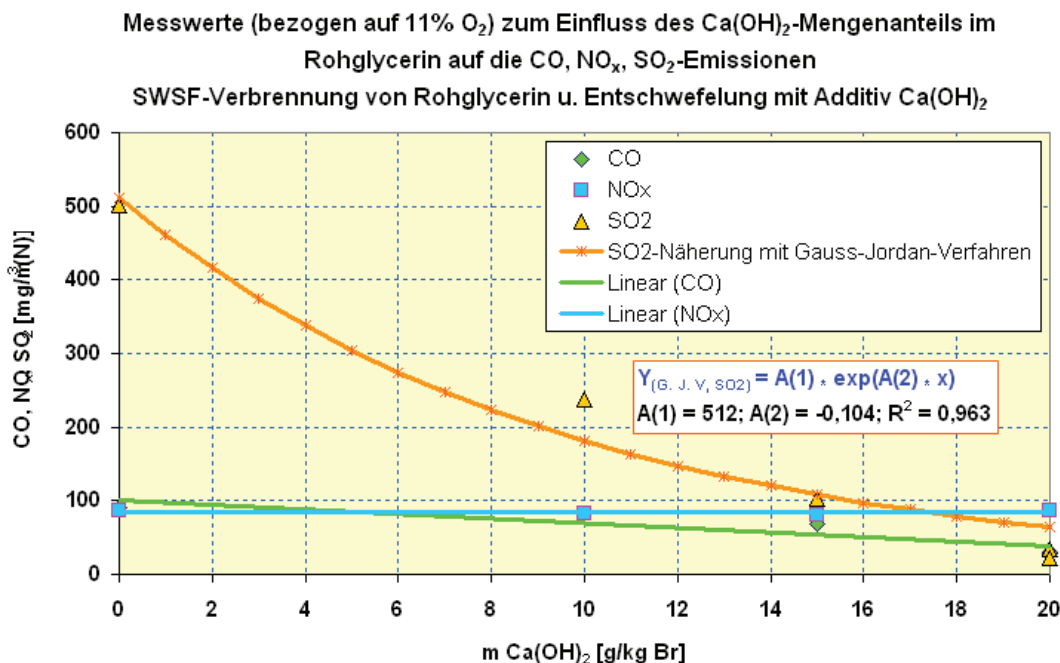


Abb. 5.12: Einfluss des $\text{Ca}(\text{OH})_2$ -Mengenanteils im Rohglycerin auf die CO, NO_x, SO₂-Emissionen

Insbesondere war das Testziel die Absenkung der SO₂-Konzentration. Der BP1 wurde als Referenzmessung für die Emissionen ohne das Additiv $\text{Ca}(\text{OH})_2$ gefahren. Mit Additivdosierung (BP2 ... BP5) kann die SO₂-Konzentration im Rauchgas unter den Grenzwert der TAL-02 gesenkt werden. Der letzte Betriebspunkt (BP6) wurde ohne Additivdosierung als Rückversuch durchgeführt (s. Abb. 5.11). Offensichtlich war die Laufzeit des Rückversuches BP 6 zu kurz, da sich nicht wieder die SO₂-Ausgangskonzentration des BP 1 einstellte. Das Ergebnis ist durch noch im Bettmaterial vorhandenes (unverbrauchtes) Additiv der vorhergehenden Betriebspunkte beeinflusst. Den Zusammenhang zwischen Additiveinsatz und Entschwefelung von Rauchgas zeigt Abb. 5.11 bei einer Wirbelbetttemperatur von ca. 750 °C und einer Leerrohrgeschwindigkeit von 1,55 bis 1,74 m/s.

Die gelbe Kurve in Abb. 5.12 zeigt in Näherung die SO₂-Minderung (Rauchgas-entschwefelung) als Funktion des $\text{Ca}(\text{OH})_2$ -Mengenanteils im Rohglycerin.

Diese Kurve zeigt auch, dass bei entsprechend hohem Mengenanteil von Löschkalk (Änderung von 10 auf 20 g/kg Br) eine schnelle Absenkung der SO₂-Konzentration von 237

$\text{mg/m}^3(\text{N})$ auf $22 \text{ mg/m}^3(\text{N})$ erreicht wird. Der Grenzwert der TAL-02 ($350 \text{ mg/m}^3(\text{N})$) wird somit deutlich unterschritten. Bei Rohglycerinverbrennung ohne Additivzugabe wird der Grenzwert der TAL-02 nicht eingehalten. Mit diesen Versuchsergebnissen konnte die Effizienz der in-situ- Behandlung von SO_2 mittels Löschkalk-Suspension nachgewiesen und der Additiveinsatz optimiert werden.

5.3.1.2. Verbrennung von RE, Mischbrennstoff (80 % RE u. 20 % Hanfschäben), Stroh- briketts, Hanfschäbenbriketts und Kakaoschalenbriketts

Abbildung 5.13 zeigt das Gesamtdiagramm des Verbrennungstests. Es wurden hier drei Brennstoffe untersucht: RE (BP1), Mischung aus 80 % RE u. 20 % Hanfschäben (BP2) und Stroh- briketts (BP3).

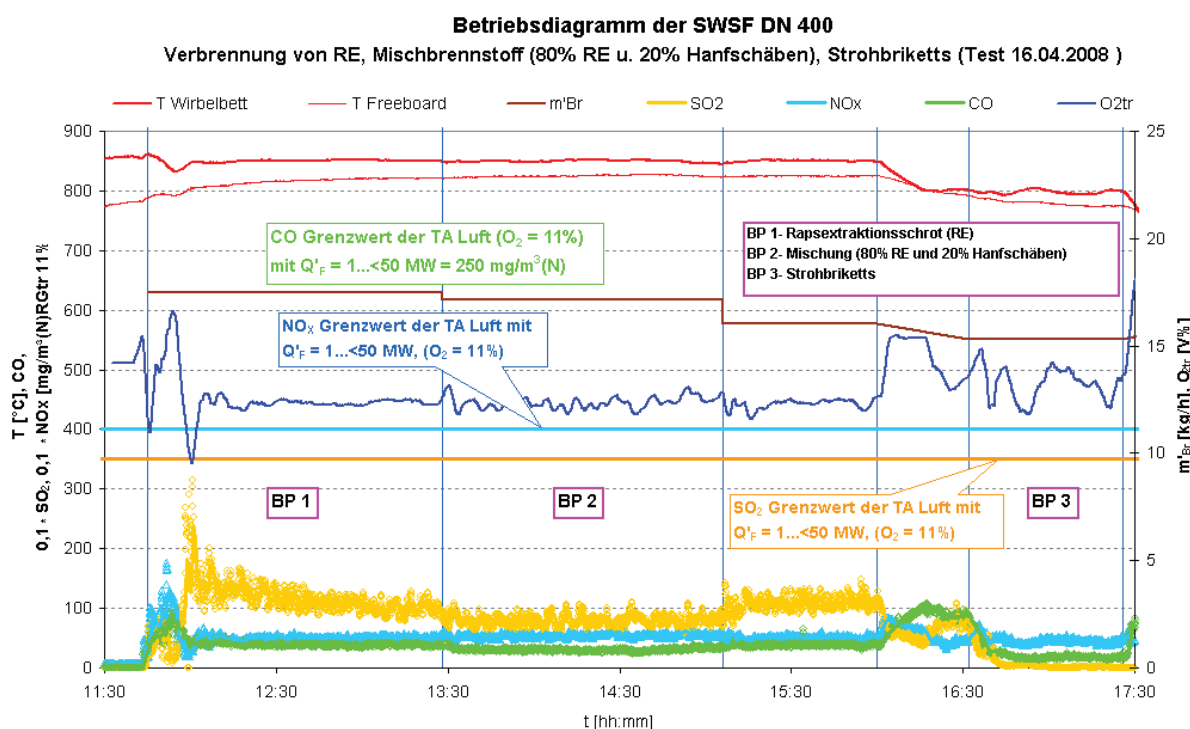


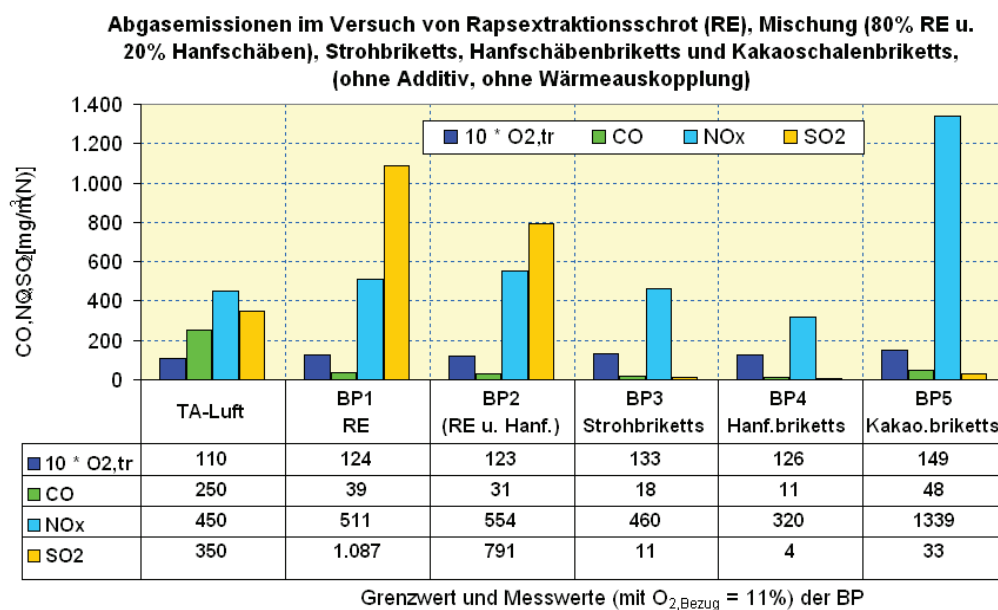
Abb. 5.13: Gesamtdiagramm der Betriebspunkte des Verbrennungsprozesses von Raps- extraktionsschrot, Mischbrennstoff und Stroh- briketts

Die Prozessparameter und wichtige Hauptergebnisse des Versuchs sollen Tab. 5.6 sowie Abb. 1 bis 5 im Anhang 4.2 zeigen.

Tabelle 5.6: Parameter und Ergebnisse des Versuchs von RE, Mischung (80 % RE u. 20 % Hanfschäben), Strohbricketts, Hanfschäbenbricketts und Kakaoschalenbricketts.

Versuchstag	yy.mm.dd	08-04-16			06-07-05	08-09-30
BP		1	2	3	4	5
Beginn der Messung	hh:mm	12:20	13:30	16:55	15:34	19:00
Ende der Messung	hh:mm	13:20	15:00	17:25	16:06	19:40
Dauer	min	60	90	30	32	40
Brennstoff	-	RE	Mix-Br	Stroh- bricketts	Hanf.- bricketts	Kakaosch.- bricketts
Betriebsparameter						
V' Verbrennungsluft	m^3/h i.B.	135,0	134,0	138,0	134,0	158,7
m'_{Br}	kg/h	17,5	17,1	15,3	13,9	14,9
Q'_{Br}	kW	88,0	84,0	77	63	75
Q'_F	kW	90,0	87,0	79	65	102
$T_{Wirbelbett}$	°C	850,6	849,7	797,6	793,7	806,2
$T_{Freeboard}$	°C	818,8	825,3	776,5	746,2	785,7
$T_{Verbrennungsluft}$	°C	40,9	39,3	38,6	53	369,5
Abgasemissionen						
O_2 feucht (Messwert)	%	10,8	10,8	11,9	11,4	13,5
O_2 trocken (Messwert)	%	12,4	12,3	13,3	12,6	14,9
CO_2	%	7,5	7,7	7,1	7,7	5,7
CO_2 max	%	18,4	18,7	19,6	19,2	19,6
CO (O_2 Bezug 11%)	mg/ $m^3(N)$	39	31	18	11	48
NO_x (O_2 Bezug 11%)	mg/ $m^3(N)$	511	554	460	320	1339
SO_2 (O_2 Bezug 11%)	mg/ $m^3(N)$	1.087	791	11	4	33

Abbildung 5.14 zeigt die Werte der Abgasemissionen der Betriebspunkte BP1 bis BP5 während der Verbrennung ohne Wärmeauskopplung bei einer hohen O_{2tr} -Konzentration im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02.

Abb. 5.14: Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($O_{2tr, Bezug} = 11\%$)

CO-Emission

Die CO-Emission liegt bei den untersuchten Brennstoffen sehr deutlich unter dem zulässigen Grenzwert der TAL-02. Die niedrigen CO-Emissionen zeigen, dass unabhängig vom untersuchten Brennstoff und der Verbrennungstemperatur (794 °C bis 850 °C) eine vollständige Verbrennung erfolgt.

SO₂-Emission

Die Brennstoffe Stroh-, Hanf- und Kakaoschalenbriketts (BP3 - BP5) enthalten nur geringe Mengenanteile an Schwefel (siehe Tab. 5.6) und verursachen somit auch kaum nennenswerte SO₂-Emissionen. Der SO₂-Grenzwert der TAL-02 wird sehr deutlich unterschritten.

Der Schwefelanteil im Rapsschrot (BP1) ist mit 0,4 % und im Mischbrennstoff (BP2) mit 0,32 % dagegen hoch. Die SO₂-Emissionen übersteigen den Grenzwert der TAL-02 um das 3,1- (BP1) und 2,3fache (BP2).

Um die gesetzlichen Auflagen der TAL-02 zu erfüllen, ist bei der Verbrennung von RE und Mischbrennstoff (RE u. Hanfschäben) eine Rauchgasentschwefelung erforderlich. Durch Anwendung einer am LUT erprobten in-situ-Entschwefelung /60/ sind die Grenzwerte einzuhalten.

NO_x-Emission

Der NO_x-Grenzwert der TAL-02 wird nur bei der Verbrennung von Hanfschäbenbriketts leicht unterschritten. Der Stickstoffanteil im Brennstoff ist bei Hanfschäbenbriketts (BP4) gegenüber den anderen Brennstoffen am geringsten. Bei den Brennstoffen RE (BP1), Mischbrennstoff (BP2) sowie Stroh- (BP3) und Kakaoschalenbriketts (BP5) wird der NO_x-Grenzwert leicht und bei Kakaoschalenbriketts (BP5) deutlich überschritten. Der Sauerstoffanteil im Rauchgas bei der Verbrennung von Kakaoschalenbriketts lag um 1,6 bis 2,6 % höher als bei den anderen Brennstoffen und erklärt somit die höhere NO_x-Emission.

Bei nicht vorhandener Wärmeauskopplung (oder Abgas-Rezirkulation) sind zur Einhaltung der NO_x-Grenzwerte zusätzliche (sekundäre) Minderungsmaßnahmen nötig.

Im experimentellen Prozess können Trocken- oder Nassverfahren zur Reduzierung der NO_x-Emissionen eingesetzt werden. Hierzu wurden am LUT umfangreiche Untersuchungen durchgeführt. Die Wirksamkeit der NO_x-Minderung durch Einspritzen einer Harnstofflösung (CO(NH₂)₂) oder von Ammoniak-Wasser (NH₄OH) oberhalb des fluidisierten Wirbelbettes ist in /60/ beschrieben. Durch Anwendung dieser Technologie können die NO_x-Grenzwerte eingehalten werden.

Im Gegensatz zu den vorstehend vorgenommenen Modell-Untersuchungen zur Wirkung einer Abgas-Rezirkulation auf die (verminderte) Sauerstoffkonzentration im Verbrennungsabgas bei vorgegebener Betriebstemperatur werden hier bei den experimentellen Untersuchungen an einer realen Wirbelschichtfeuerung variable Wärmeauskopplungen durch einen Wärmeübertrager in der Schicht realisiert, die gestatten, das gleiche Ziel zu erreichen.

5.3.2. *Verbrennungskonzept in Verbindung mit Wärmeauskopplung aus dem fluidisierten Bett durch einen Wärmeübertrager*

- **Versuchsziel:**

- Variable Auskopplung der Wärmeleistung über die Bettheizfläche (BHF)
- Gezielte Absenkung der Sauerstoffkonzentration in der SWSF durch die variable Wärmeauskopplung
- Abgas-Rezirkulation (für die durchgeführten Tests nicht verfügbar)
- Messung der Abgasemissionen bei variablen Sauerstoffkonzentrationen
- Untersuchung zur Beeinflussung der Stickoxidbildung bei abgesenkter Sauerstoffkonzentration.

- **Versuchsdurchführung:**

- Untersuchung der Wirkung von variabler Auskopplung der Wärmeleistung auf die O_{2tr} -Konzentration im Abgas
- Bewertung der Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02
- Untersuchung zum Einfluss der O_{2tr} -Konzentration im Abgas auf die CO und NO_x -Emissionen

- **Brennstoff:**

Die Testbrennstoffe sind nachfolgend aufgeführte unterschiedliche feste Brennstoffe:

- 1 - Rapsextraktionsschrot (RE) (s. Abb. 5.6a),
- 2 - Mischung (80 % RE und 20 % Hanfschäben) (s. Abb. 5.8a),
- 3 - Mischbrennstoffbriketts 1 (Mix 1) (s. Abb. 5.15a),
- 4 - Mischbrennstoffbriketts 2 (Mix 2) (s. Abb. 5.15b),
- 5 - Saubere Kakaoschalenbriketts (s. Abb. 5.8d),
- 6 - Verschmutzte Kakaoschalenbriketts (s. Abb. 5.15c).



Abb. 5.15: Fotos der Brennstoffe für den Versuch mit Wärmeauskopplung: a - Mischbrennstoffbriketts 1, b - Mischbrennstoffbriketts 2 und c - verschmutzte Kakaoschalenbriketts

Die Brennstoffe 3 bis 6 lassen sich auf Grund ihrer geringen Dichte ($\rho = 118$ bis 159 kg/m^3) und der damit verbundenen Brückenbildung im Brennstoffschacht nicht unverdichtet mit dem vorhandenen Beschickungssystem in den Reaktor fördern.

Um das vorhandene Brennstofffördersystem zu nutzen, wurden die Brennstoffe, wie aus nachfolgender Tab. 5.7 (und s. Tab. 5.4) ersichtlich, brikettiert, gemischt oder gemischt und zusätzlich brikettiert.

Tabelle 5.7: Schüttdichte und Energiedichte des Testmaterials

Vor Brikettierung			Nach Brikettierung		
Brennstoff	Schüttdichte $\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	Energiedichte $\text{(GJ/ m}^3 \text{ Br)}$	Brennstoff	Schüttdichte $\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	Energiedichte $\text{(GJ/ m}^3 \text{ Br.)}$
Mix 1 (0,57:0,43)	236	3,9	Mix 1 (0,57:0,43)	535	8,9
Mix 2 (0,30:0,70)	160	2,7	Mix 2 (0,30:0,70)	410	6,9
verschmutzte Kakaoschalen	140	2,4	verschmutzte Kakaoschalenbriketts	523	8,9

Der Brennstoff Mix 1 hatte nach der Mischung ähnliche chemische Eigenschaften wie Kokosnussschalen, der Brennstoff Mix 2 wie Kaffeeschalen aus Vietnam (s. Abb. 5.7 und Tab. 5.3).

Diese kompaktierten Brennstoffe ließen sich nun problemlos mit dem Schneckenförderer in den Reaktor fördern.

- **Methode:** Mit einem Wärmeübertrager im Wirbelbett wird im Versuchsbetrieb aus der Brennkammer Energie entnommen (Abb. 5.16). Der Verbrennungsprozess in der stationären Wirbelschichtfeuerung erfolgt auch hier bei flammenloser Verbrennung (SWSF-Methode). Der Prozess wird mit einer vorwählbaren Wirbelbetttemperatur (Regelgröße) für den jeweiligen Versuchspunkt konstant gehalten.

Nachfolgende Wirbelbetttemperaturen wurden eingestellt:

- ca. 850°C für RE und Mischbrennstoff
- ca. 800°C und 850°C für Kakaoschalenbriketts.

Das Ziel der Untersuchungen bestand darin, bei der gewählten Verbrennungstemperatur ein Schmelzen/Sintern der Brennstoff„asche“ zu vermeiden und Untersuchungen zum Einfluss der variablen Wärmeauskopplung über Bettheizflächen auf die $\text{O}_{2\text{tr}}$ -Konzentration im Abgas der SWSF durchzuführen.

Für die Testprozesse in Verbindung mit Wärmeauskopplung durch einen Wärmeübertrager in der SWSF-Testanlage war keine Abgas-Rezirkulation verfügbar.

Alle wichtigen Einstellparameter des Versuchsprozesses blieben während des Tests annähernd unverändert.

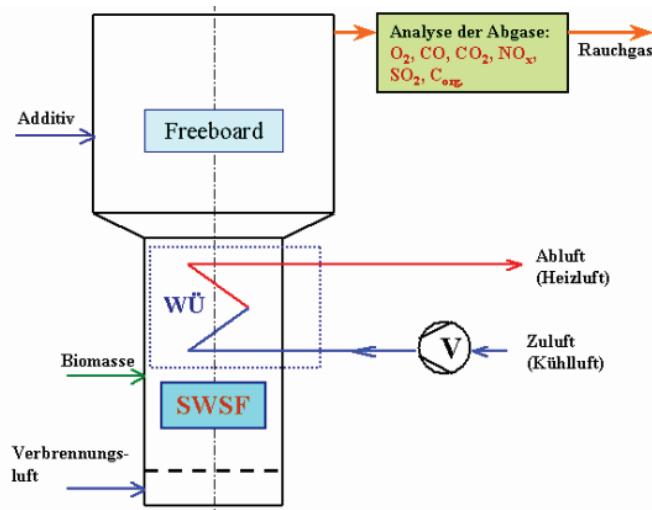


Abb. 5.16: Wärmeübertrager zur Wärmeauskopplung über Bettheizfläche in der SWSF

5.3.2.1 Verbrennung von RE

Um eine veränderbare Wärmeauskopplung aus der Schicht zu ermöglichen, wird der Wärmeübertrager mit Druckluft durchströmt. Die Wärmeauskopplung wird variiert, indem der Kühlluftdurchsatz verändert wird. Bei eingestellter Wärmeauskopplung wurde die in den Reaktor eingetragene Brennstoffmenge so verändert, dass die gewählte Reaktionstemperatur eingehalten wurde.

Die Abbildung 5.17 zeigt das Gesamtdiagramm (mit Wärmeauskopplung) des Versuches. Es wurden 4 verschiedene Betriebspunkte (BP), BP1 ... BP3 bei gleichem und BP4 bei etwas höherem Verbrennungsluftvolumenstrom untersucht.

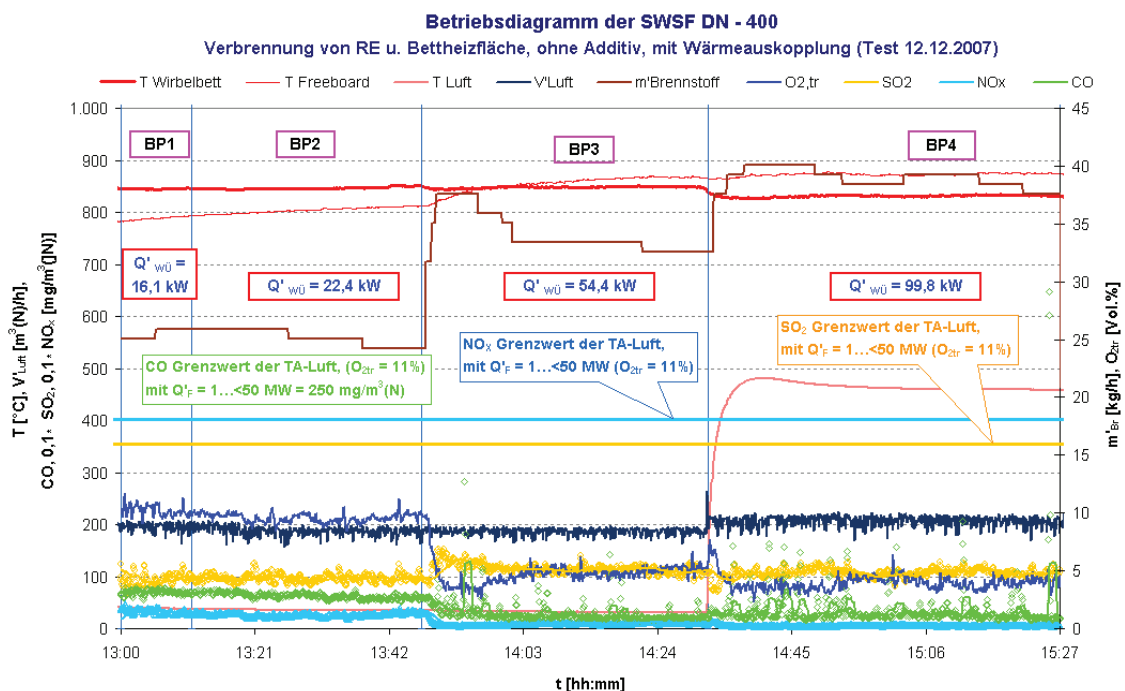


Abb. 5.17: Gesamtdiagramm der Betriebspunkte des Verbrennungsprozesses mit WÜ

Die Einstellwerte und Ergebnisse des Versuches sind in Tabelle 5.8 sowie in Abb. 1 bis 6 im Anhang 4.3 zusammengestellt.

Tabelle 5.8: Parameter und Ergebnisse der Betriebspunkte (BP) im Versuch 2007-12-12 von RE mit Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager

Versuchstag	yy.mm.dd	07-12-12			
BP		1	2	3	4
Beginn der Messung	hh:mm	13:00	13:12	13:52	14:40
Ende der Messung	hh:mm	13:10	13:47	14:32	15:25
Dauer	min	10	35	40	45
Betriebsparameter					
V' Verbrennungsluft	m^3/h i.B.	149,1	143,3	141,0	156,6
m'_{Br}	kg/h	25,5	25,2	33,1	39,0
Q'_{Br}	kW	128,0	127,0	166,0	196,0
Q'_F	kW	131,2	129,0	168,0	229,0
$Q'_{wÜ}$	kW	16,1	22,4	54,4	99,8
$T_{Wirbelbett}$	°C	845,0	846,3	848,7	831,2
$T_{Freeboard}$	°C	788,2	803,5	863,6	873,3
Luftversorgung WÜ extern	-	Rootsgebläse		Luftkompressor	
$T_{Verbrennungsluft}$	°C	38,8	35,5	31,9	464,5
$V'_{Kühlluft, WÜ}$	m^3/h i.N.	54,2	74,1	179,2	333,6
Abgasemissionen					
O_2 feucht (Messwert)	%	9,1	8,4	4,4	3,6
O_2 trocken (Messwert)	%	10,2	9,6	5,0	3,9
CO_2	%	9,7	10,3	14,5	15,4
CO_2 max	%	19,0	18,9	18,9	18,9
CO (11% O_{2tr})	mg/m ³ (N)	70	63	31	35
NO_x (11% O_{2tr})	mg/m ³ (N)	334	270	98	61
SO_2 (11% O_{2tr})	mg/m ³ (N)	924	966	1145	1062

Abbildung 5.18 zeigt die Abgasemissionen im Vergleich zu den Grenzwerten der TAL-02.

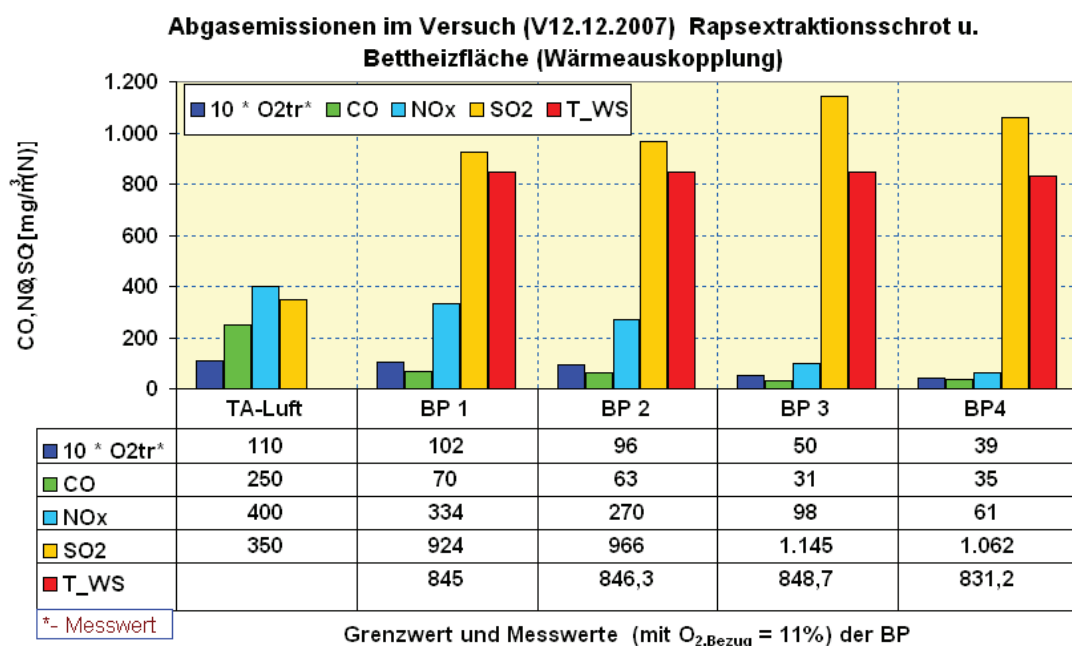


Abb. 5.18: Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($O_{2tr,Bezug} = 11\%$)

Bei allen Betriebspunkten unterschreiten die CO- und NO_x-Emissionen die Grenzwerte der TAL-02.

Bei den SO₂-Emissionen wird der Grenzwert der TAL-02 dagegen deutlich überschritten. Auf eine am Lehrstuhl für Umwelttechnik erprobte in-situ-Entschwefelung mittels Kalkstein, die in /60/ beschrieben ist, wurde im Rahmen dieser Versuche verzichtet. Normalerweise würde sich die Konzentration von Schwefeldioxid (SO₂) nicht verändern. Die hier sichtbare Änderung im Bereich von BP1 bis BP4 wurde durch den aus vorherigen Tests stammenden erhöhten Anteil von im Bettmaterial verbliebenen CaO verursacht.

Bei den gewählten Betriebspunkten wurde eine Wärmeleistung im Bereich von 16,1 kW (BP1) bis 99,8 kW (BP4) ausgekoppelt. Der Brennstoffmassenstrom (Feuerungsleistung) wurde entsprechend erhöht, um die vorgewählte Wirbelbetttemperatur zu halten. Die steigende Brennstoffleistung bei etwa unverändertem Wirbelluftvolumenstrom bedingt ein Absinken der O₂-Konzentration im Abgas von O_{2,tr} = 10,2 % (BP1) auf 3,9 % (BP4).

Die Wirkung der Wärmeauskopplung auf die O₂-Konzentration im Abgas ist in Abb. 5.19 dargestellt.

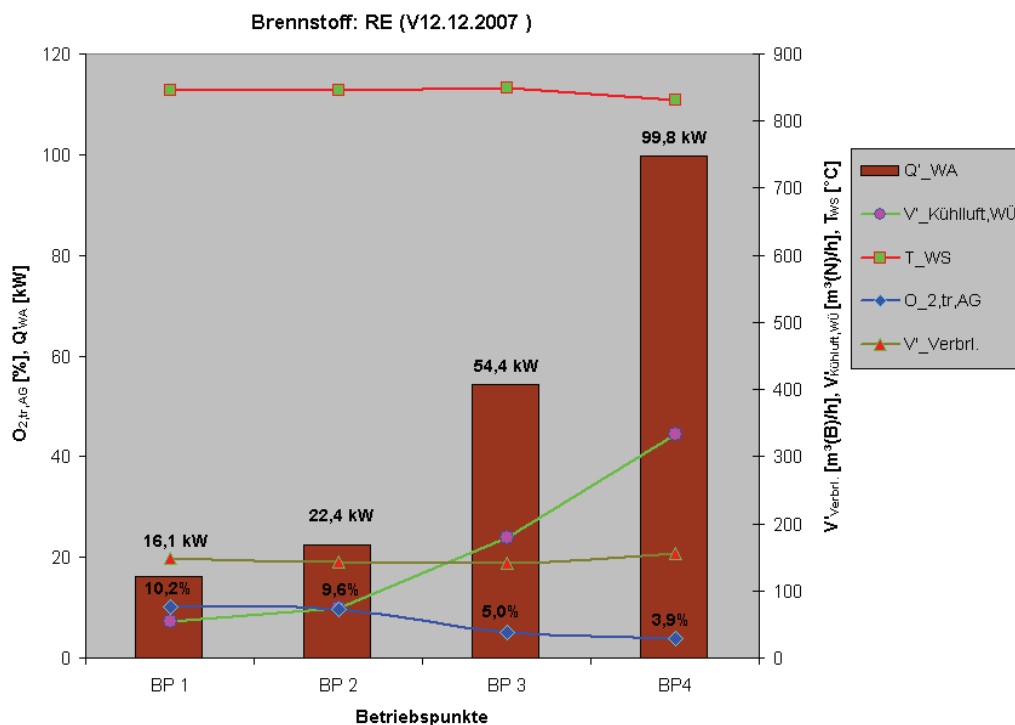


Abb. 5.19: Wirkung der Wärmeauskopplung auf die O_{2,AG,tr}-Konzentration im Abgas

Die Abbildungen 5.18 und 5.19 zeigen, dass eine hohe Wärmeauskopplung zu niedriger O_{2,tr}-Konzentration im Abgas führt. Damit steht für die NO_x-Bildung wesentlich weniger Sauerstoff zur Verfügung und erklärt die niedrige NO_x-Konzentration im Abgas (s. Abb. 5.20).

Zusammenfassend sind in Abb. 5.20 die Abgasemissionen (bezogen auf O_{2,tr,Bezug} = 11 %) als Funktion der Sauerstoffkonzentration im Abgas (O_{2,AG,tr}) dargestellt.

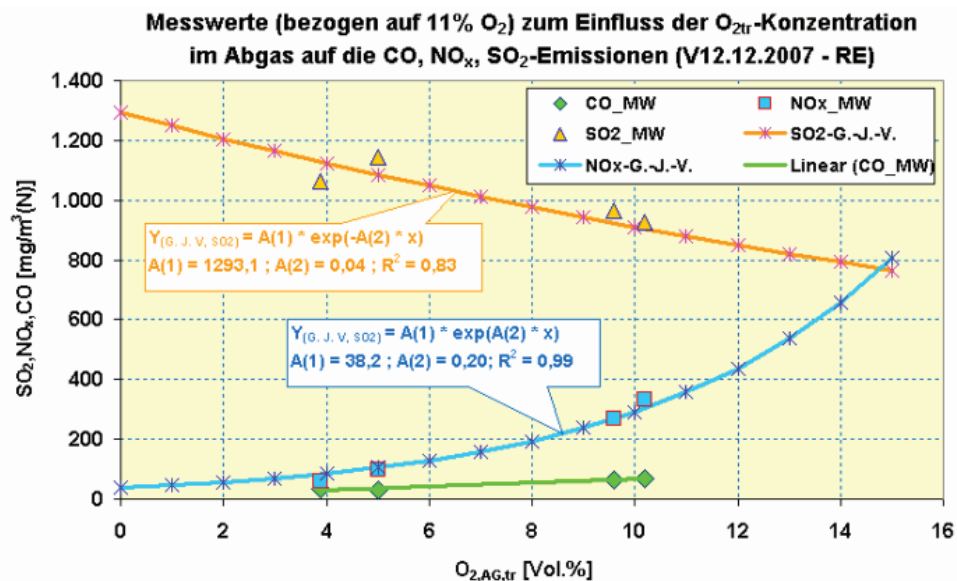


Abb. 5.20: Messwerte (bezogen auf 11 % O₂) zum Einfluss der O_{2tr}-Konzentration im Abgas auf die CO, NO_x, SO₂-Emissionen

Die experimentellen Ergebnisse haben gezeigt, dass die mit der Wärmeauskopplung aus dem Wirbelbett verbundene Reduzierung des Sauerstoffüberschusses zu sinkender NO_x-Emission führt.

Auch bei hoher Wärmeauskopplung (99,8 kW im BP4) und geringer Sauerstoffkonzentration (O_{2,tr} = 3,9 %) liegt die CO-Emission deutlich unter dem Grenzwert der TAL-02. Der Nachweis einer sauberen Verbrennung in Verbindung mit Wärmeauskopplung aus dem Wirbelbett ist damit erbracht.

5.3.2.2 Verbrennung unterschiedlicher Biomasse

- Verbrennung von RE, Mischbrennstoff (80 % RE u. 20 % Hanfschäben), Mischbrennstoffbriketts 1 (Mix 1), Mischbrennstoffbriketts 2 (Mix 2)

Die experimentelle Untersuchung wurde mit variabler Wärmeauskopplung durch den Wärmeübertrager (Bettheizfläche) durchgeführt. Die Prozessparameter und wichtigen Hauptergebnisse des Tests sollen Abb. 5.21 u. Tab. 5.9 (für RE, Mischbrennstoff) und Abb. 5.22 u. Tab. 5.10 (für Mix 1, Mix 2) sowie Abb. 1 bis 10 im Anhang 4.4 zeigen.

Die Abb. 5.21 und Tab. 5.9 zeigen das Diagramm des Testergebnisses für die Brennstoffe RE und Mischbrennstoff.

Betriebsphase BPh1 (BP1.1 ... BP1.3):

- Brennstoff: Rapsextraktionsschrot (RE),
- Variation: Wärmeauskopplung.

Betriebsphase BPh2 (BP2):

- Brennstoff: Mischbrennstoff (80 % RE und 20 % Hanfschäben),
- Variation: Wärmeauskopplung konstant.

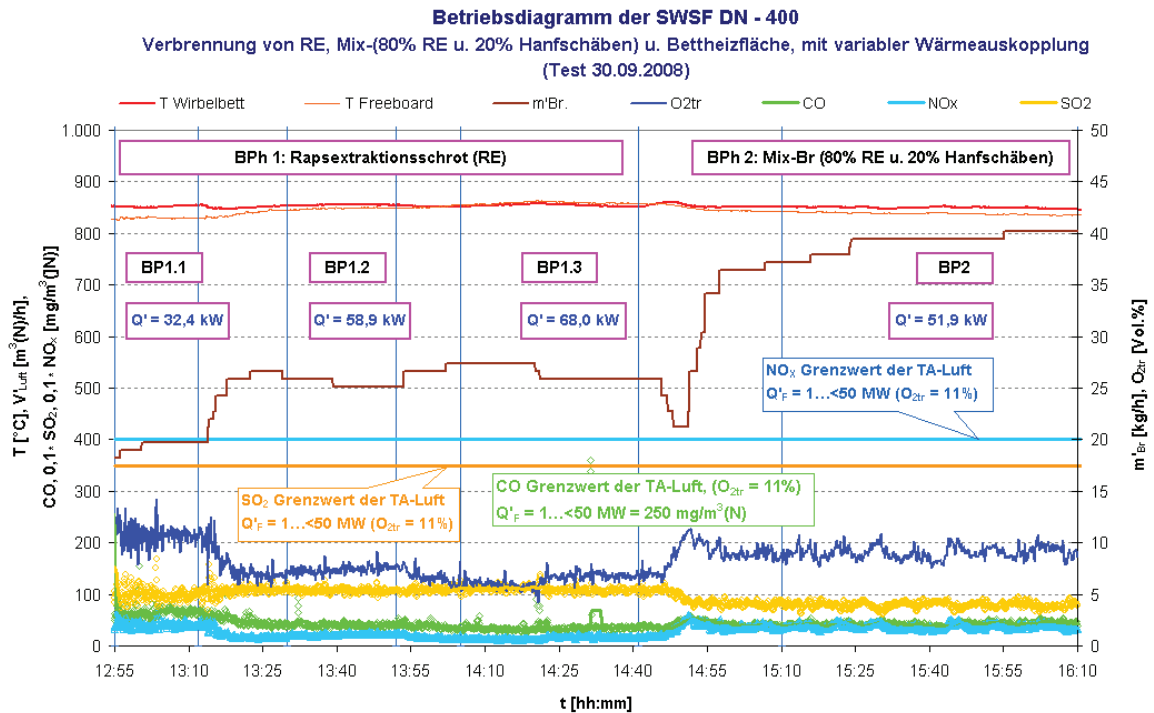


Abb. 5.21: Betriebsphase für RE und Mischbrennstoff

Tabelle 5.9: Parameter und Ergebnisse der Betriebsphasen (BPh1 u. BPh2) im Versuch 2008-09-30 RE und Mischbrennstoff mit Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager

Versuchstag	yy.mm.dd	08-09-30			
BP		1.1	1.2	1.3	2
Beginn der Messung	hh:mm	12:55	13:30	14:05	15:10
Ende der Messung	hh:mm	13:12	13:52	14:41	16:10
Dauer	min	17	22	36	60
Brennstoff	-	RE			Mischbr.
Betriebsparameter					
V' Verbrennungsluft	m³/h i.B.	156,1	155,0	154,0	153,8
m' Br	kg/h	19,4	25,4	26,5	39,2
Q' Br	kW	98,0	127,0	133	197
Q' F	kW	126,0	157,0	163	227
Q' wÜ	kW	32,4	58,9	68,0	51,9
T Wirbelbett	°C	851,7	854,9	854,2	849,6
T Freeboard	°C	829,8	848,4	859,1	838,7
T Verbrennungsluft	°C	386,6	409,4	423,9	417,1
V' Kühlluft, wÜ	m³/h i.N.	247	444	507	398
Abgasemissionen					
O2 feucht (Messwert)	%	9,6	6,5	5,6	8,0
O2 trocken (Messwert)	%	10,8	7,4	6,4	9,1
CO2	%	9,2	12,1	13,0	10,8
CO2 max	%	19,0	18,7	18,7	19,0
CO (11% O2tr)	mg/m³(N)	66	41	37	43
NOx (11% O2tr)	mg/m³(N)	412	222	160	376
SO2 (11% O2tr)	mg/m³(N)	994	1071	1095	789

Die Abbildung 5.22 und Tab. 5.10 zeigen das Diagramm des Testergebnisses für die Brennstoffe Mischbrennstoffbriketts 1 (Mix 1) und Mischbrennstoffbriketts 2 (Mix 2).

Betriebsphase BPh3 (BP3.1 u. BP3.2):

- Brennstoff: Mix 1 (57 % RE u. 43 % Hanfschäben),
- Variation: Wirbelluftvolumenstrom.

Betriebsphase BPh4 (BP4.1 ... BP4.3):

- Brennstoff: Mix 2 (30 % RE u. 70 % Hanfschäben),
- Variation: Wirbelluftvolumenstrom und Wirbelbetttemperatur

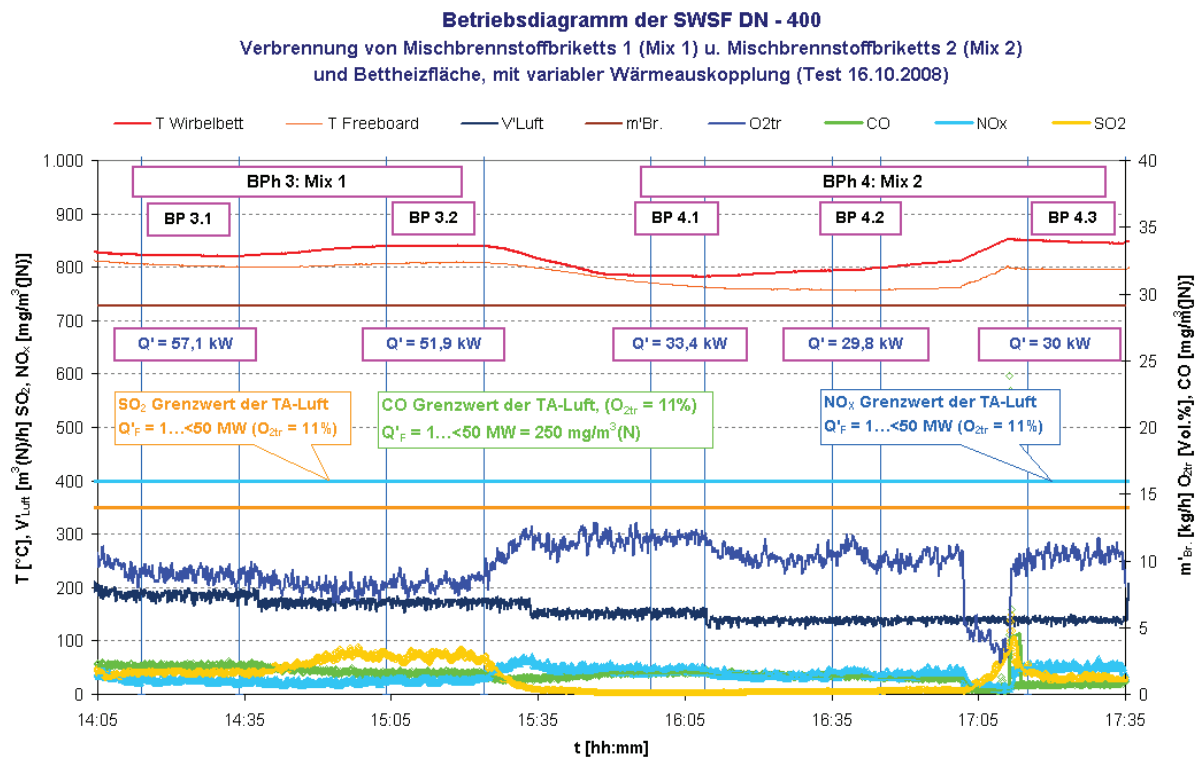


Abb. 5.22: Diagramm der Betriebspunkte des Testprozesses von Mix 1 u. Mix 2

Tabelle 5.10: Parameter und Ergebnisse der Betriebsphasen (BPh3 bis BPh4) im Versuch 2008-10-16 Mix 1 und Mix 2 mit Wärmeauskopplung durch einen Wärmeübertrager

Versuchstag	yy.mm.dd	08-10-16				
BP		3.1	3.2	4.1	4.2	4.3
Beginn der Messung	hh:mm	14:14	15:04	15:58	16:35	17:15
Ende der Messung	hh:mm	14:34	15:24	16:09	16:45	17:35
Dauer	min	20	20	11	10	20
Brennstoff	-	Mix 1		Mix 2		
Betriebsparameter						
V'_{Verbrennungsluft}	m³/h i.B.	148,0	136,4	119,5	107,6	108,2
m'_{Br}	kg/h	29,1	29,1	29,1	29,1	29,1
Q'_{Br}	kW	146	146	146	146	146
Q'_{F}	kW	176	174	170	168	168
Q'_{wÜ}	kW	57,1	51,9	33,4	29,8	30,0
T_{Wirbelbett}	°C	821,3	839,2	783,1	795,0	846,7
T_{Freeboard}	°C	803,3	808,4	766,5	757,3	796,1
T_{Verbrennungsluft}	°C	433,0	431,7	424,9	420,6	419,7
V'_{Kühlluft,WÜ}	m³/h i.N.	451	402	289	244	219
Abgasemissionen						
O₂ feucht (Messwert)	%	7,8	7,3	10,3	9,2	9,0
O₂ trocken (Messwert)	%	9,0	8,4	11,7	10,5	10,4
CO₂	%	11,1	11,6	8,7	9,8	9,9
CO₂ max	%	19,4	19,3	19,8	19,8	19,8
CO (11% O₂tr)	mg/m³(N)	53	40	42	34	19
NOₓ (11% O₂tr)	mg/m³(N)	265	274	466	394	521
SO₂ (11% O₂tr)	mg/m³(N)	403	699	23	45	312

Abbildung 5.23 zeigt die Abgasemissionen im Vergleich zu den Grenzwerten der TAL-02 ($\text{O}_{2,\text{tr}}$, Bezug = 11 Vol. %).

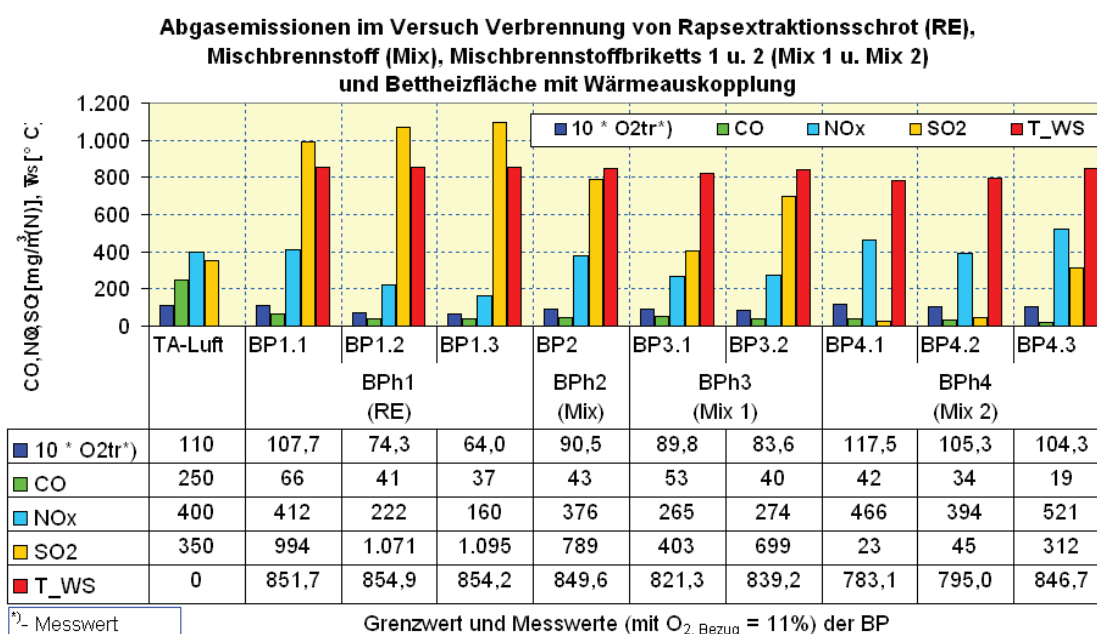


Abb. 5.23: Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02

CO-Emission:

Die CO-Emission liegt bei allen Betriebsphasen (Betriebspunkten), unabhängig vom eingesetzten Brennstoff, der Größe der Wärmeauskopplung (30 kW...68 kW) und der Wirbelbetttemperatur (783 °C ... 855 °C), deutlich unter dem zulässigen Grenzwert der TAL-02. Eine vollständige Verbrennung ist damit unter den gezeigten Bedingungen gegeben.

NO_x-Emission:

Die NO_x-Emission liegt in Näherung bei den Betriebspunkten mit O_{2,tr, AG} ≥ 10,4% oberhalb des TAL-02 Grenzwerts von 400 mg/m³(N).

SO₂-Emission:

Auf eine Bewertung und Analyse der SO₂-Emission soll hier verzichtet werden. Maßnahmen zur SO₂-Reduzierung im Abgas wurden am Lehrstuhl für Umwelttechnik erprobt und sind in /86/ ausführlich beschrieben.

Der Zusammenhang zwischen Wärmeauskopplung und O₂-Konzentration im Abgas ist aus Abb. 5.24 ersichtlich.

Die Wärmeauskopplung war in den Betriebsphasen BPh2 bis BPh4 begrenzt, da die Brennstoffförderschnecke aufgrund der geringen Brennstoffdichte bereits mit maximaler Drehzahl betrieben wurde und nicht mehr Brennstoff in die SWSF gefördert werden konnte.

Aus Abb. 5.24 ist ersichtlich, dass mit steigender Wärmeauskopplung und Brennstoffleistung die Sauerstoffkonzentration im Abgas sinkt.

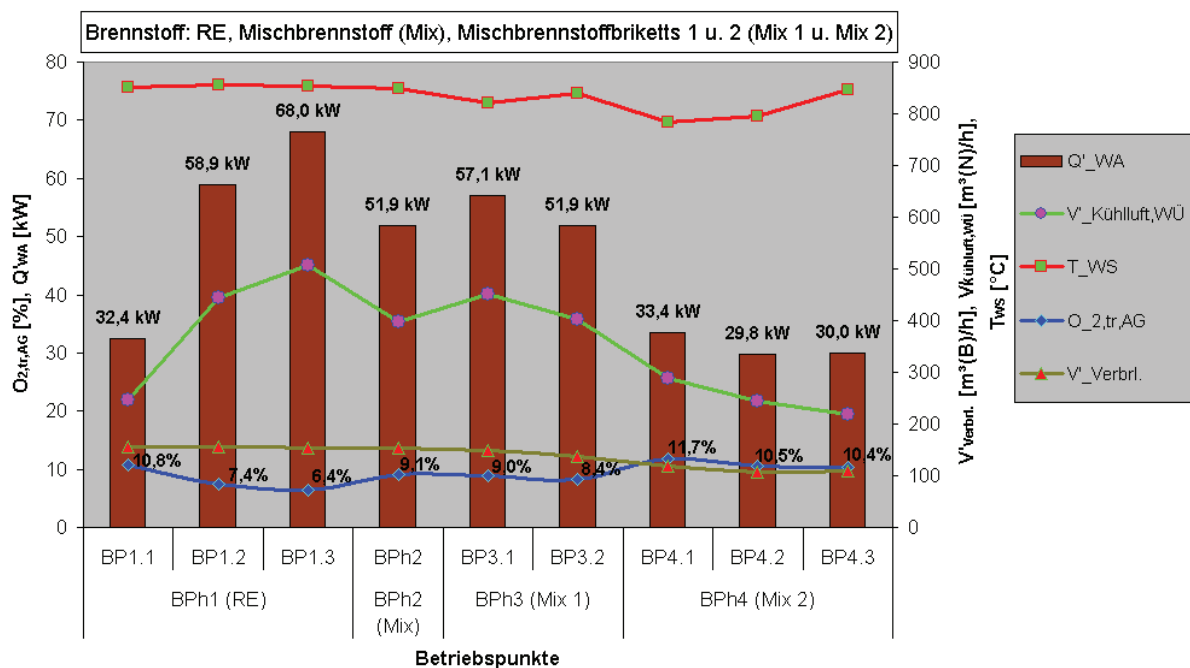


Abb. 5.24: Wirkung der Wärmeauskopplung auf die O_{2,AG,tr}-Konzentration im Abgas

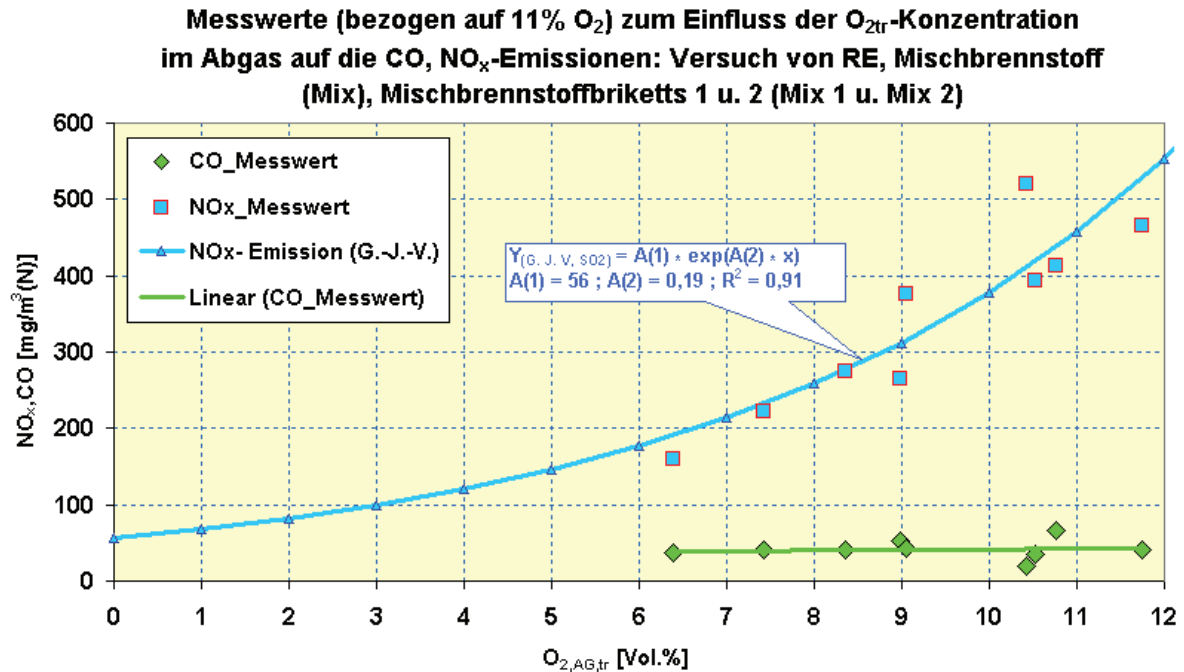


Abb. 5.25: Messwerte (bezogen auf 11 % O₂) zum Einfluss der O_{2tr}-Konzentration im Abgas auf die CO, NO_x-Emissionen

Abbildung 5.25 zeigt den Einfluss der O_{2tr}-Konzentration im Abgas auf die CO- und NO_x-Emissionen.

Die CO-Emission verhält sich im untersuchten Bereich $6,4 \% \leq O_{2,tr,AG} \leq 11,7 \%$ annähernd unverändert.

Bei der NO_x-Emission bestätigt sich der bereits in Abschnitt 5.3.2.1 gefundene Zusammenhang, dass mit sinkendem Sauerstoffüberschuss auch die NO_x-Emissionen fallen.

Die Messwerte dieser Versuchsbrennstoffe demonstrieren in Näherung die Rauchgasentstickung. Der Einfluss wird durch eine Näherungsgleichung in Abb. 5.25 beschrieben.

Wenn im laufenden Betrieb mittels Wärmeauskopplung der Sauerstoffanteil im trockenen Abgas auf $< 11,7 \%$ gesenkt werden kann, sind keine zusätzlichen Maßnahmen zur Einhaltung des NO_x-Grenzwertes notwendig.

- *Verbrennung von sauberen und verschmutzten Kakaoschalenbriketts*

Die Hauptprozessparameter und wichtige Ergebnisse des Tests sollen Tab. 5.11 sowie Abb. 1 bis 5 im Anhang 4.5 zeigen.

Tabelle 5.11. Parameter und Ergebnisse der BPh in den Versuchen 2008-09-30 u. 2008-10-16 unterschiedliche Kakaoschalenbriketts mit Wärmeauskopplung durch einen WÜ

Versuchstag	yy.mm.dd	08-09-30		08-10-16		
BP	-	1.1	1.2	2.1	2.2	3*
Beginn der Messung	hh:mm	16:45	18:00	17:55	18:38	19:05
Ende der Messung	hh:mm	17:30	18:28	18:15	18:58	19:35
Dauer	min	45	28	20	20	30
Brennstoff	-	saubere Kakao. (Br. *)		verschmutzte Kakao.		(Br. *)
Betriebsparameter						
V' Verbrennungsluft	m³/h i.B.	149,9	146,1	160,7	157,9	159,6
m' _{Br}	kg/h	31,3	33,7	26,2	26,3	14,2
Q' _{Br}	kW	157	169	132	132	122
Q' _F	kW	185	196	162	163	152
Q' w _Ü	kW	63,4	70,7	59,8	67,2	67,1
T _{Wirbelbett}	°C	803,4	801,9	842,8	843,4	844,6
T _{Freeboard}	°C	795,5	825,4	815,8	825,7	830,4
T _{Verbrennungsluft}	°C	398,5	401,9	403,7	415,1	416,1
V' Kühlluft, w _Ü	m³/h i.N.	509	563	457	521	520
Abgasemissionen						
O ₂ feucht (Messwert)	%	6,8	5,4	7,1	6,2	6,4
O₂ trocken (Messwert)	%	7,8	6,2	8,2	7,3	7,4
CO ₂	%	12	13,5	11,8	12,7	12,5
CO ₂ max	%	19,2	19,1	19,4	19,4	19,4
CO (11% O _{2tr})	mg/m ³ (N)	19	39	23	15	10
NO _x (11% O _{2tr})	mg/m ³ (N)	473	230	495	471	535
SO ₂ (11% O _{2tr})	mg/m ³ (N)	21	15	105	66	40

In den Diagrammen der Abb. 5.26 und 5.27 werden die Testergebnisse der nachfolgenden Betriebsphasen gezeigt:

Betriebsphase BPh1 (BP1.1 u. BP1.2):

- Brennstoff: saubere Kakaoschalenbriketts
- Wirbelbetttemperatur: ca. 803 °C
- Variation: Wärmeauskopplung

Betriebsphase BPh2 (BP2.1 u. BP2.2):

- Brennstoff: verschmutzte Kakaoschalenbriketts
- Wirbelbetttemperatur: ca. 843 °C
- Variation: Wärmeauskopplung

Betriebsphase BPh3 (BP3):

- Brennstoff: saubere Kakaoschalenbriketts
- Wirbelbetttemperatur: ca. 845 °C
- Variation: -

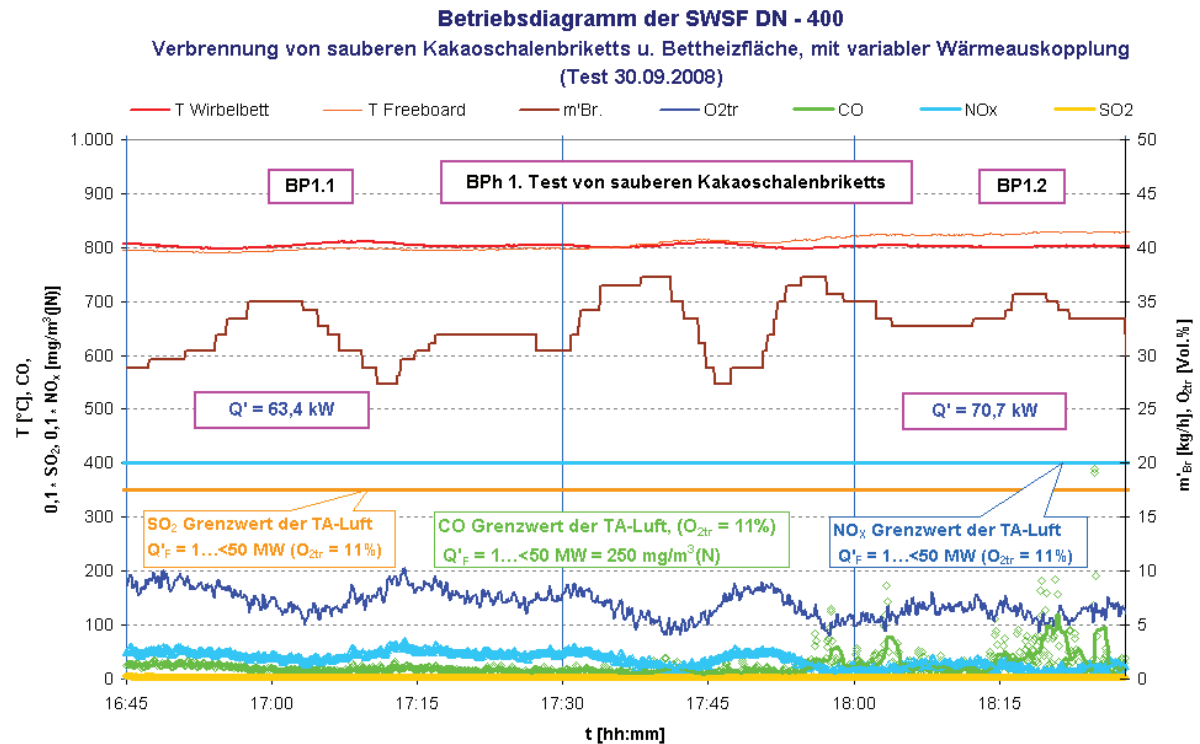


Abb. 5.26: Diagramm der Betriebspunkte des Testprozesses für saubere Kakaoschalenbriketts

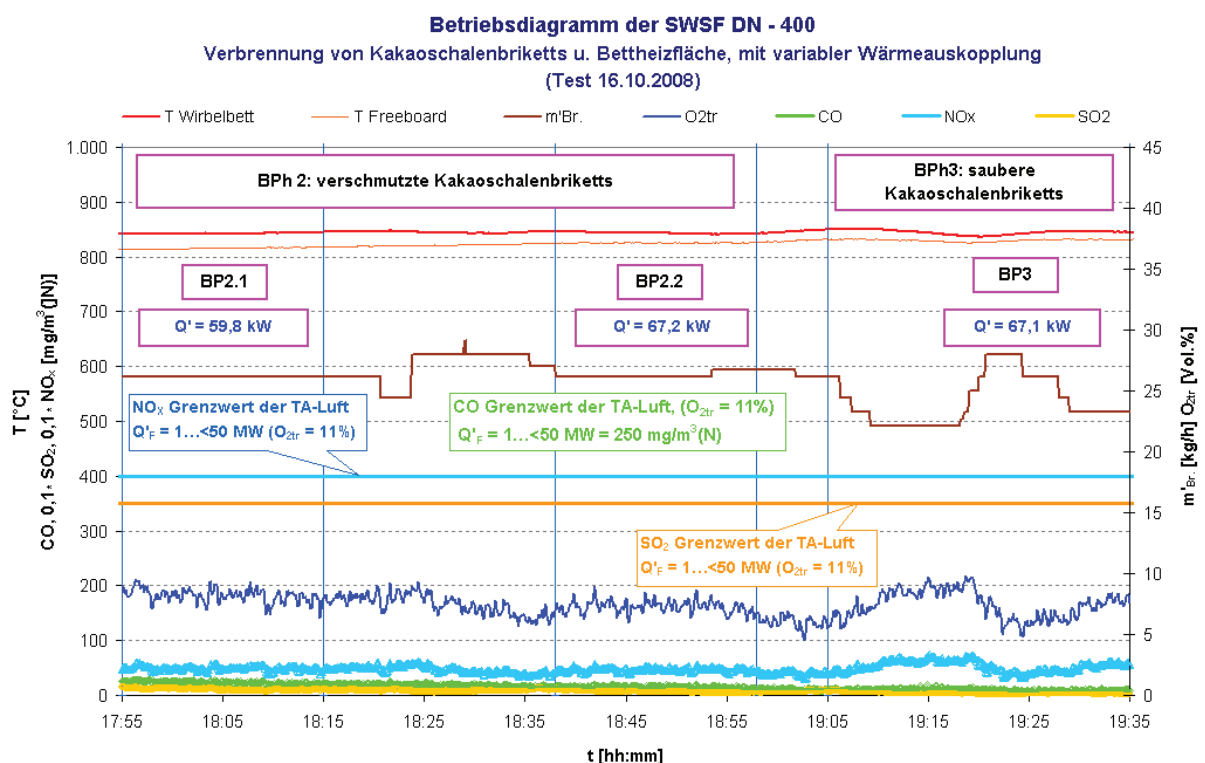


Abb. 5.27: Diagramm der Betriebspunkte des Testprozesses für verschmutzte und saubere Kakaoschalenbriketts

Abbildung 5.28 zeigt die Abgasemissionen im Vergleich zu den Grenzwerten der TAL-02.

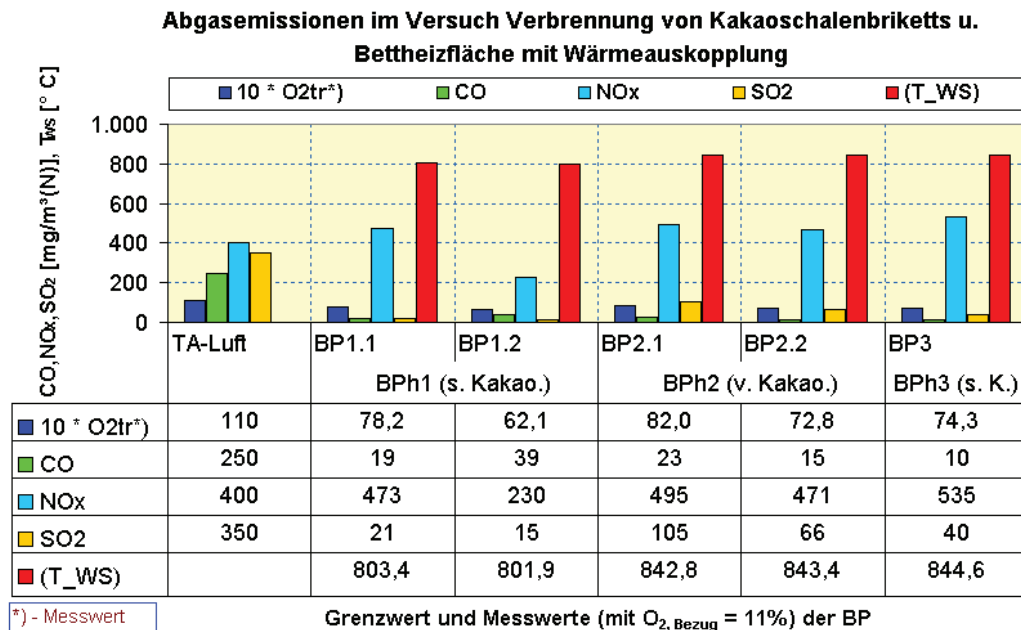


Abb. 5.28: Abgasemissionen im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02

CO-Emission:

Die CO-Konzentration im Abgas unterschreitet den zulässigen Grenzwert der TAL-02 sehr deutlich und weist somit auf eine vollständige Verbrennung hin.

Die Einflüsse der Freeboardtemperatur, Wärmeauskopplung und Sauerstoffkonzentration im Abgas auf die CO-Konzentration werden nachfolgend beschrieben:

- Einfluss → Die CO-Konzentration ist eine Funktion der Wärmeauskopplung und Sauerstoffkonzentration im Abgas. Wenn Q'_{WA} steigt und damit $O_{2,tr}$ sinkt, steigt die CO-Emission an.
- Wenn die Freeboardtemperatur die Wirbelbetttemperatur übersteigt, erhöht sich auch die CO-Konzentration. Die überhöhte Freeboardtemperatur weist darauf hin, dass die Verbrennung im Wirbelbett nicht vollständig erfolgt und im Freeboard eine Nachverbrennung stattfindet. Dieses Brennverhalten zeigt sich bei erhöhter Wärmeauskopplung in Verbindung mit stark reduzierter Sauerstoffkonzentration im Abgas.

NO_x-Emission:

Die NO_x-Konzentration im Abgas liegt nur im BP 1.2 unterhalb des TAL-02 Grenzwertes, weil eine hohe Wärmeauskopplung zu niedriger O_{2,tr}-Konzentration im Abgas in diesem Punkt führt. Damit steht für die NO_x-Bildung wesentlich weniger Sauerstoff zur Verfügung.

Bei allen anderen Betriebspunkten wird der Grenzwert überschritten, weil die geringere Wärmeauskopplung (infolge der bei diesen Tests durch die Eintragsvorrichtung limitierten Brennstoffförderung) zu höherer O_{2,tr}-Konzentration im Abgas führt.

Zur Einhaltung der Grenzwerte sind zusätzliche Maßnahmen nötig. Hierzu wurden am LUT umfangreiche Untersuchungen durchgeführt. Die Wirkung der Zugabe flüssiger Additive

(Ammoniak-Wasser NH_4OH) oder fester Additive (Harnstoff $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$) ist in /60/ ausführlich beschrieben. Durch Einspritzung einer Harnstoff- oder Ammoniaklösung oberhalb des fluidisierten Wirbelbettes sind die Grenzwerte einzuhalten /60/.

SO₂-Emission:

Die SO₂-Konzentration im Abgas liegt bei allen Betriebspunkten deutlich unterhalb des zulässigen TAL-02 Grenzwertes, eine Entschwefelung ist somit nicht nötig.

Bemerkung zu den höheren Werten ab BP 2.1: Es war zuvor schwefelhaltiger Brennstoff im Einsatz.

Der Zusammenhang zwischen Wärmeauskopplung und O_{2,tr}-Konzentration ist abschließend in Abb. 5.29 zusammengestellt. Die ausgekoppelten Wärmeleistungen bleiben hier relativ unverändert.

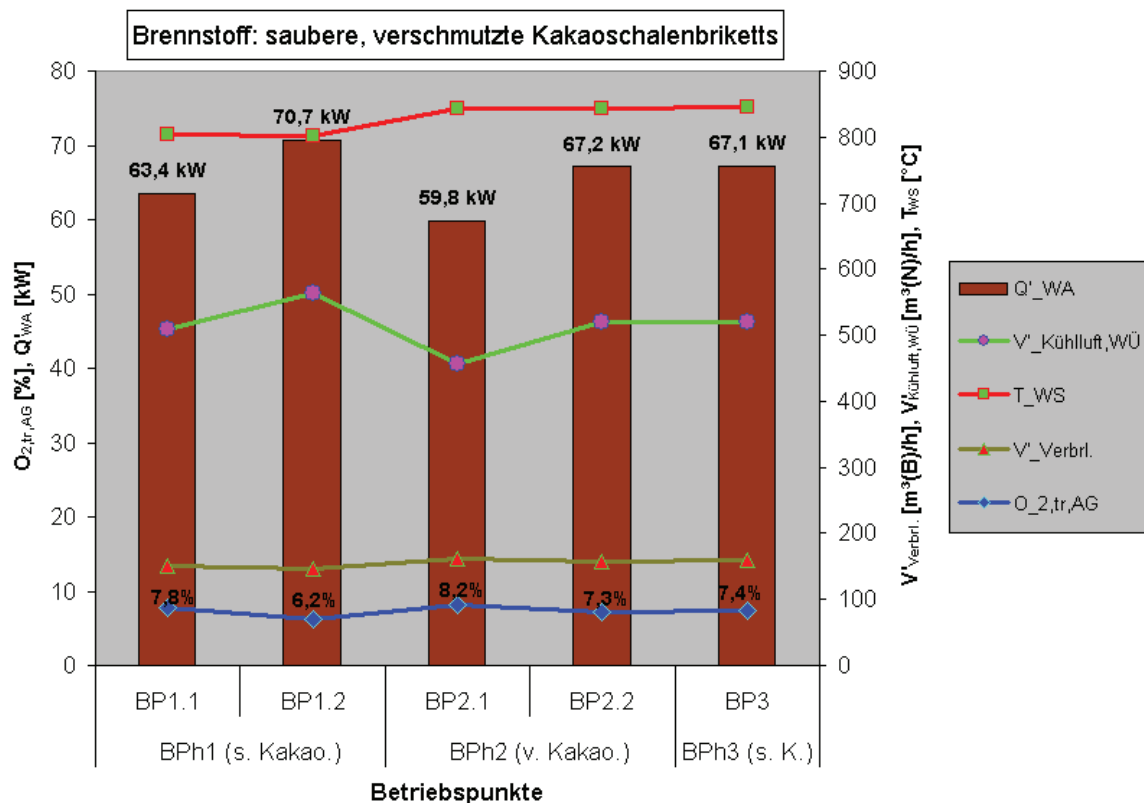


Abb. 5.29: Wirkung der Wärmeauskopplung auf die O_{2,AG,tr}-Konzentration im Abgas

Die brikettierten Kakaoschalen lassen sich im untersuchten Bereich der Wärmeauskopplung (bis ca. 71 kW) bei O_{2,tr,AG} ≥ 6,2 % sowie im Bereich der Wirbelbetttemperatur von 800 °C bis 845 °C problemlos verbrennen. Die Grenzwerte der TAL-02 werden bei den CO- und SO₂-Emissionen deutlich unterschritten. Die NO_x-Grenzwerte können bei nicht ausreichender Wärmeauskopplung durch die Anwendung der in /60/ beschriebenen Maßnahmen eingehalten werden. Unterschiede im Brennverhalten zwischen den „sauberen“ und „verunreinigten“ Kakaoschalen waren nicht erkennbar.

5.4. Analyse der Aschecharakteristik und Charakteristik des Zyklonstaubs aus Biomassefeuerungen

Das Ascheschmelzverhalten der Proben zeigen Tabellen 5.12 und 5.13.

Tabelle 5.12: Analysenprotokoll zum Ascheschmelzverhalten (Br: Kakaoschalen)^{*)}

Proben	Erweichungspunkt in °C	Halbkugelpunkt in °C	Fließpunkt in °C
Asche v. Kakaoschalen	1115	1172	1199
Asche v. Kakaoschalen mit Reinigungsresten	1095	1195	1234
Zyklonstaubasche von Kakaoschalen	1265	1447	1574

^{*)}. Die Proben wurden im Labor an der Univ. Rostock vorbereitet und die Analysen wurden im Kraftwerk Rostock durchgeführt.

Tabelle 5.13: Analysenprotokoll zum Ascheschmelzverhalten^{*)}

Proben	Erweichungspunkt min. in °C	Erweichungspunkt max. in °C	Halbkugelpunkt min. in °C	Halbkugelpunkt max. in °C	Fließpunkt min. in °C	Fließpunkt max. in °C
Asche v. RE ⁽²⁰⁰⁸⁾	980	980	nicht feststellbar		1139	1157
Asche von Hanfschäben ⁽²⁰⁰⁸⁾	1450	1490	nicht feststellbar		1479	1523
Asche v. Kakaoschalen ⁽²⁰⁰⁸⁾	1120	1150	1170	1187	1484	1544
Mix 1	1136	1157	1142	1165	1298	1298
Mix 2	1190	1210	1209	1237	1225	1247

^{*)}- Die Proben wurden im Labor an der Univ. Rostock vorbereitet und die Analysen wurden im Kraftwerk Rostock durchgeführt.

Die chemischen Charakteristika von Biomasseaschen, Pflanzennährstoffen sowie Leicht- und Schwermetallen in Aschen werden in Abb. 5.30 u. 5.31 gezeigt.

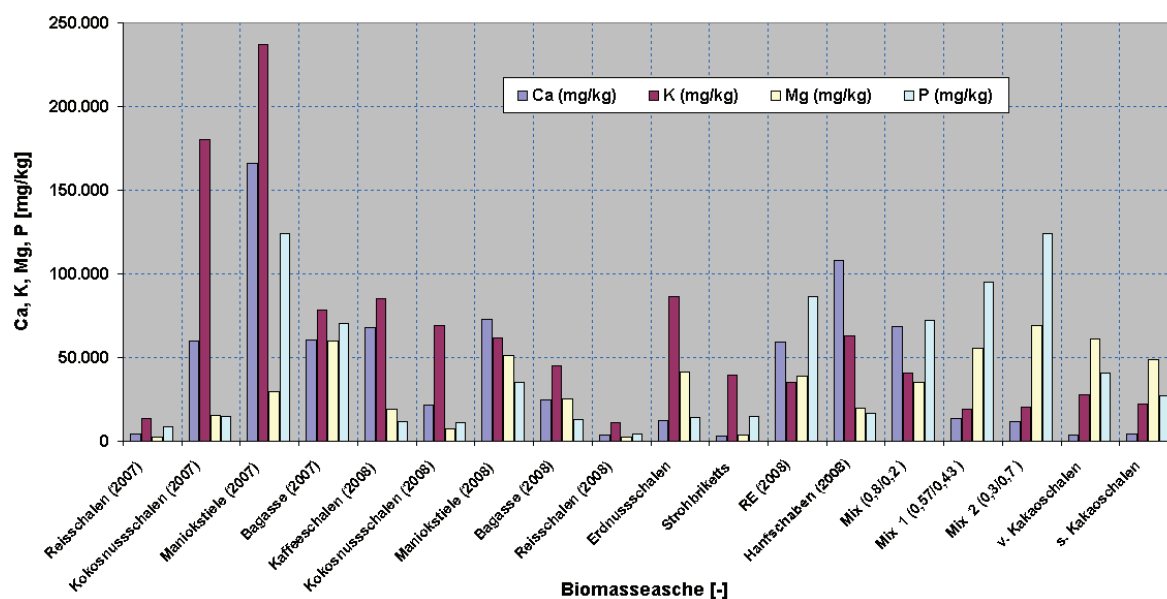


Abb. 5.30: Aschecharakteristik von Biomasse für die Pflanzen

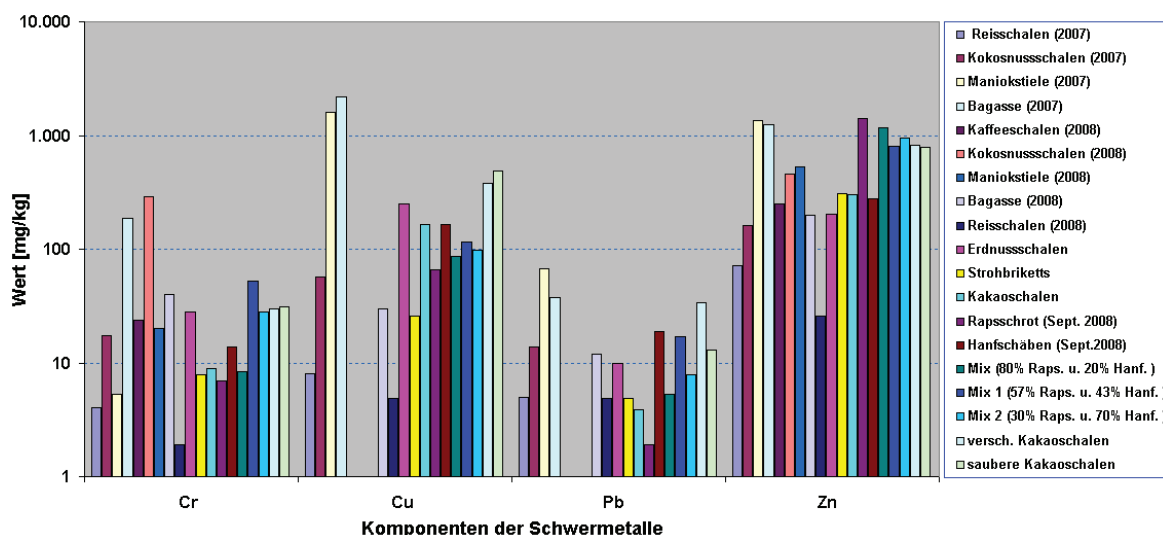


Abb. 5.31: Analyseergebnisse der Schwermetalle in der Brennstoffasche

Die Analysen der Zyklonasche sind in Tab. 5.14 u. 5.15 dargestellt. Die Ergebnisse zeigen, dass die Elemente K, P, Mg, Ca in allen Aschen der Brennstoffe mit ca. gleichem Gehalt vorkamen. Höhere Gehalte an Al, Fe, Mn, Cr, Ni, Pb und Zn konnten in den Aschen von Rohglycerin, RE, Mix, Mix 1, Mix 2, Strohbricketts, sauberen und verschmutzten Kakaoschalenbricketts festgestellt werden. Minimale Werte wurden bei allen Aschen bei Cd und maximale Werte bei Fe ermittelt.

Tabelle 5.14: Analysen der Zyklonasche (nach Versuch mit flüssigem Brennstoff)

Versuchsdatum		V 24.04.2008 von Rohglycerin mit Additiv $\text{Ca}(\text{OH})_2$			
Betriebspunkte		Ohne Additiv	Mit 10 g	Mit 15 g	Mit 20 g
Symbol	Einheit		$\text{Ca}(\text{OH})_2$ /kg Br.	$\text{Ca}(\text{OH})_2$ /kg Br.	$\text{Ca}(\text{OH})_2$ /kg Br.
K	mg/kg	34600	15700	23700	6690
P	mg/kg	20400	15000	6440	326
Mg	mg/kg	9730	2450	2180	4
Ca	mg/kg	46496	21696	42896	15
Na	mg/kg	1269	542	557	3
Al	mg/kg	-	-	-	-
Fe	mg/kg	7270	942	1300	306
Mn	mg/kg	283	53	36	<1
Cd	mg/kg	<1	<1	<1	<1
Cr	mg/kg	183	50	41	<1
Cu	mg/kg	25	6	5	<1
Ni	mg/kg	570	70	71	20
Pb	mg/kg	40	16	15	3
Zn	mg/kg	68	25	36	10
Sr	mg/kg	75	65	104	<1
Ti	mg/kg	38	11	15	<1

Al = “-“ Steht für einen Schwefelanteil unterhalb der Nachweisgrenze

Tabelle 5.15: Analysen der Zyklonasche (nach Versuch mit festen Brennstoffen)

Versuchsdatum		V 16.04.2008				V 30.09.2008				V 16.10.2008			
Brennstoff	RE ²⁾	Mix ²⁾	Stroh. ²⁾	RE ¹⁾	Mix ¹⁾	s. K.K. ¹⁾	s. K.K. ²⁾	RE ¹⁾	Mix 1 ¹⁾	Mix 2 ¹⁾	v. K.K. ¹⁾	s. K.K. ¹⁾	
Symbol	Einheit	Werte											
K	mg/kg	41200	40900	4	46000	59000	43000	30000	37900	34500	43000	39500	51000
P	mg/kg	54000	55000	45	40300	53200	11500	9620	32500	33900	45100	16200	17500
Mg	mg/kg	27800	27300	350	21000	27000	10000	8000	17200	17603	25200	15400	17800
Ca	mg/kg	71496	57496	6500	25000	33000	15000	12000	21600	30300	49500	12300	16000
Na	mg/kg	945	731	600	1190	1270	1300	936	698	896	1360	847	1110
Al	mg/kg	902	1050	1230	1570	1800	6840	5280	2370	2360	4280	5070	6460
Fe	mg/kg	8410	4350	37030	7180	2370	7720	5850	13100	9850	9530	5310	7280
Mn	mg/kg	520	516	1307	412	426	234	190	460	470	572	264	319
Cd	mg/kg	<1	<1	<1	<1	<1	1	<1	<1	<1	<1	1	<1
Cr	mg/kg	365	174	20458	211	59	69	65	383	279	175	45	81
Cu	mg/kg	68	68	7175	48	49	161	99	76	75	103	93	159
Ni	mg/kg	380	150	18130	654	56	59	64	1190	807	447	84	152
Pb	mg/kg	360	243	-	9	10	15	6	5	2	4	4	10
Zn	mg/kg	240	251	-	258	354	162	134	231	200	217	200	270

¹⁾ - Versuch mit einer Wärmeauskopplung, ²⁾ - Versuch ohne Wärmeauskopplung, Pb und Zn = “-“ Steht für einen Schwefelanteil unterhalb der Nachweisgrenze

Zusammenfassung der Versuchsergebnisse zur Verbrennung von Rohglycerin und festen Biomassebrennstoffen in der SWSF DN 400

Unter Berücksichtigung der Schmelztemperaturen der Brennstoffaschen wurden die Untersuchungen zur Verbrennungsqualität und zu den Emissionen der Feuerung bei unterschiedlichen Wirbelbetttemperaturen durchgeführt. Die Verbrennungstemperatur betrug bei Rohglycerin 750 °C und bei den festen Biomassebrennstoffen 780 °C - 855 °C.

Bei der Verbrennung von Rohglycerin konnte durch variable Zugabe des Additivs $\text{Ca}(\text{OH})_2$, als Suspension im Brennstoff, eine effektive In-Situ-Entschwefelung erprobt und der Additiveinsatz optimiert werden. Die Ergebnisse haben gezeigt, dass Rohglycerin auch bei niedriger Temperatur (750 °C) emissionsarm in einer SWSF verbrannt werden kann.

Die Emissionsgrenzwerte in Vietnam (s. Tabelle 1, Anhang 3) sind größer als in Deutschland. Feste vietnamesische Biomasse ist außerdem sehr schwefelarm, eine Entschwefelung mittels Additivverfahren ist deshalb zur Zeit in Vietnam noch nicht notwendig.

Der Einfluss der Wärmeauskopplung aus dem Wirbelbett der SWSF auf die NO_x -Emissionen im Abgas wurde bei den Verbrennungsversuchen gezielt untersucht. Es hat sich gezeigt, dass eine Wärmeauskopplung mit der damit verbundenen Absenkung der O_2 -Konzentration die NO_x -Emissionen sehr deutlich reduziert.

Unabhängig vom eingesetzten Biomassebrennstoff, der gewählten Verbrennungstemperatur und der Größe der Wärmeauskopplung lagen die CO - und C_{org} -Emissionen deutlich unter den zulässigen Grenzwerten der TAL-02. Dies zeigt, dass die Verbrennung in der SWSF vollständig und emissionsarm erfolgt. Eine Grenze der Wärmeauskopplung ist durch die für die vollständige Verbrennung erforderliche minimale Sauerstoffkonzentration ($\text{O}_{2,\text{tr.Abg.}} > 3,9 \%$) gegeben.

Mit der SWSF können in Vietnam unterschiedlichste Biomassen, auch mit niedrigem Ascheschmelzpunkt, problemlos verbrannt werden. Deshalb ist die SWSF eine attraktive Verbrennungsanlage für Vietnam. Die bei der Biomasseverbrennung auftretenden brennstoffspezifischen NO_x -Emissionen können durch Absenkung der O_2 -Konzentration mit dem vorgestellten Verfahren minimiert werden.

Die SWSF ist ein technologisch einfaches und umweltverträgliches Verfahren zur thermischen Verwertung von Biomassebrennstoffen für Vietnam.

6. Schlussfolgerungen aus den Untersuchungen und Ausblick

In den letzten Jahren streben tendenziell viele Länder danach, traditionelle Brennstoffe (Kohle, Erdöl, Erdgas usw.) durch Biomassequellen für die Erzeugung elektrischer Energie zu ersetzen, da sie sowohl zur Lösung der land- und forstwirtschaftlichen Abfallprobleme und zum Klimaschutz beitragen können. Landwirtschaftliche Abfälle (Reststoffe aus Biomasse) können als erneuerbarer, speicherfähiger Energieträger im Gegensatz zu Wind-, Solar-, und Wellenenergie zur elektrischen Grundversorgung beitragen und so die Stabilität eines Stromnetzes gewährleisten.

Vietnam ist ein landwirtschaftlich geprägtes Land mit einem hohen Biomassepotenzial durch landwirtschaftliche Reststoffe wie: Reisschalen, Reisstroh, Bagasse, Maniokstiele, Kokosnussschalen, Holzabfälle, Kaffeeschalen usw.. Mehr als 54 Millionen Tonnen Biomasse werden jährlich erzeugt, aber nur ca. 30-40% von ihnen für die Energieerzeugung verwendet. Diese wertvolle Energiequelle wird in Haushalten zum Kochen und zur Düngung der Pflanzen verwendet. Um einen Beitrag zu einer nachhaltigen landwirtschaftlichen Entwicklung und zur Energiequellen-Diversifizierung zu leisten, wird in der vorliegenden Studie Biomasse-Reststoff aus Deutschland für die Experimente untersucht. In ihren Eigenschaften vergleichbar mit vietnamesischen Biomassequellen, werden die chemische Zusammensetzung, der Heizwert und anschließend die Feuerungstauglichkeit in der SWSF untersucht. Dabei wird im Besonderen auf die entstehenden Emissionen und die Möglichkeit der Wärmeauskopplung sowie den Anlagenwirkungsgrad eingegangen.

Eine Möglichkeit der Nutzung ist die Verbrennung in einer SWSF mit Kraft-Wärme-Kopplung. In der vorliegenden Arbeit werden theoretische und experimentelle Untersuchungen zur energetischen Nutzung von Abfällen aus Vietnam und ähnlicher deutscher Biomasse in einer SWSF am Lehrstuhl Umwelttechnik, Universität Rostock durchgeführt. Es wird im Folgenden beschrieben.

- **Theoretische Modellierung**

Die theoretischen Modelluntersuchungen zur energetischen Verwertung verschiedener Biomassen wurden bei unterschiedlichen Verbrennungstemperaturen (800 bis 850 °C) durchgeführt. Für die Modellberechnungen wurden vier unterschiedliche Biomassen aus Deutschland (Rapsextraktionsschrot, Hanfschäben, Mix-Brennstoff, Mix 1-Brennstoff und Mix 2-Brennstoff) und auch vier unterschiedlichen Biomasse aus Vietnam (Reisschale, Bagasse, Kokosnussschale und Maniokstiele) untersucht.

Die Ergebnisse haben gezeigt, dass die notwendigen technischen Hauptparameter der KWK-Anlage aus den theoretischen Modellberechnungen ermittelt werden können.

Die Wärmeenergie des Abgases nach dem SWSF-Reaktor kann als Wärmequelle und für andere technologische Anwendungen genutzt werden. Ein typisches Beispiel ist die Trocknung landwirtschaftlicher Produkte.

Die Erzeugung von 2000 kW_{el} Ausgangsleistung erfordert rund 8345 kW an Wärmezufuhr. Die Trocknung von 1000 kg/h Maniokstärkeprodukt erfordert eine Wärmezufuhr von rund 482 kW. Die Trocknung von 1000 kg/h Maniokgrobstoffprodukt benötigt eine Wärmezufuhr von rund 1155 kW.

Der erforderliche Brennstoffmassenstrom beträgt rund 0,65 kg/s (2340 kg/h) bis 0,75 kg/s (2700 kg/h), das entspricht einer notwendigen Primärenergie (Wärmeleistung) an Brennstoff von rund 9.605 kW bis 9.945 kW (mit verschiedenen $T_{WS} = 800$ bis 850 °C und konstante $T_{RZ} = 170$ °C Bedingungen).

Der thermische Wirkungsgrad des Dampferzeugers ergibt sich mit $\eta_{D,G}$ von ca. 76,2%. Der Wirkungsgrad für die Maniokstärketrocknung (η_{Tr1}) beträgt ca. 4,4%, der Wirkungsgrad der Trocknungsanlage für Maniokabfälle (η_{Tr2}) erreicht ca. 10,5%.

Der gesamte thermische Wirkungsgrad der Anlage $\eta_{ges} = (\eta_{D,G} + \eta_{Tr1} + \eta_{Tr2})$ reicht von ca. 91,3% bis 87,6% und die Wärmeverluste liegen im Bereich von 8,7% bis 12,4%.

Aus den Ergebnissen des theoretischen Modells resultieren folgende optimale Parameter:

- Sauerstoffkonzentration im Abgas ($O_{2,AG,tr}$) **6 bis 7 Vol. %** (entspricht Luftverhältnis (λ) von 1,4 ... 1,5)
- Gesamtwirkungsgrad (η_{ges}) der KWK- Anlage ca. **32% bis 33%**
- Wirkungsgrad der Energieumwandlung ($\eta_{EU,D.}$) ca. **24,7%**
- elektrischer Wirkungsgrad ($\eta_{el.}$) der Anlage ca. **17,6% bis 18,3%**

Außerdem sollten die anderen Parameter im Bereich von:

- RZ: 0,8 bis 1,1 m³ (N)/m³ (N)
- $T_{Nach D.}$: 209 bis 229 °C
- $V'_{AG,RZ}$: 3,9 bis 5,4 m³(N) AG/s und
- die Emissionen von CO₂ ca. 363 kg/MWh, SO₂ ca. 196,2 g/MWh (92,7 mg/m³ (N) AG) liegen.

Die theoretischen Ergebnisse haben gezeigt, dass die SO₂-Emissionen im Abgas geringer sind als der Grenzwert der TAL-02 (350 mg SO₂/m³ (N) AG). Das Modell basiert auf der Wärmezufuhr der Module. Die Energiebilanz der Anlage kann automatisch für variablen Wärmeverbrauch der KWK-Anlage oder verschiedene Brennstoffe berechnet werden. Das Modell kann zur Optimierung des Gesamtprozesses verwendet werden.

Der SWSF-Prozess ist sehr gut geeignet, um landwirtschaftliche Abfälle thermisch zu verwerten. In Zukunft sollte in Vietnam die gekoppelte Produktion von thermischer und elektrischer Energie besondere Beachtung erhalten.

Die Modellberechnungen zeigen, wie die Verbrennungstemperatur, die Temperatur der rezirkulierenden Abgase, das Verhältnis des rezirkulierenden Abgases und insbesondere die verfügbare Sauerstoffkonzentration unter Beachtung der Brennstoffeigenschaften den Verbrennungsprozess beeinflussen.

- **Experimentelle Untersuchungen**

Verbrennungsversuch von Rohglycerin (flüssiger Brennstoff):

Die Versuchsergebnisse der Rohglycerinverbrennung bei Entschwefelung mit Additiv Ca(OH)_2 in der SWSF zeigen, dass eine Verbrennung von Rohglycerin im Dauerbetrieb bei einer zulässigen Wirbelschichttemperatur von **750 °C** möglich ist. Diese Temperatur ist weit genug von eutektischen Temperaturen des Stoffsystems entfernt. Die Ergebnisse zeigen, dass die primäre Methode zur Entschwefelung durch Herstellung einer Suspension (Slurry) aus Rohglycerin und handelsüblichem Löschkalk (Ca(OH)_2) problemlos realisierbar ist.

Außerdem war mit der primären Entschwefelung durch eine Suspension aus Rohglycerin und Löschkalk eine erfreuliche, von der Additivzugabe abhängig, Verminderung der CO-Emissionen verbunden. Die Ergebnisse der SWSF-Versuchsfahrt mit Rohglycerinverbrennung bei Wirbelschichttemperaturen ($T_{\text{WS}} = 750 \text{ °C}$) und Ca(OH)_2 -Additiv zeigten, dass der Löschkalk nicht nur wirksam zur Schwefeleinbindung genutzt wurde, sondern auch zur Minderung der CO-Emissionen geführt hatte (s. Abb. 5.10).

Die unter den vorstehenden Bedingungen entstehenden abgasseitigen Emissionen von CO, NO_x , SO_2 liegen innerhalb des gesetzlichen Rahmens.

Verbrennungsversuch von verschiedenen festen Biomassebrennstoffen:

Die Testergebnisse der Verbrennung unterschiedlicher fester Biomassebrennstoffe haben gezeigt, dass die Wärmeauskopplung einen starken Einfluss auf die $\text{O}_{2,\text{tr}}$ -Konzentration im Abgas hat. Bei der höchsten Wärmeleistungsauskopplung wurde die geringste Sauerstoffkonzentration im Abgas erreicht.

Test mit WÜ bei Verbrennung von RE:

- Die Wärmeleistung wurde im Bereich von **16,1 kW** bis **99,8 kW** ausgekoppelt
- Die Sauerstoffkonzentration im Abgas lag im Bereich **10,2%** bis **3,9%**

Test mit WÜ bei Verbrennung unterschiedlicher fester Biomasse:

- Die Wärmeleistung wurde im Bereich **30 kW** bis **71 kW** ausgekoppelt
- Die Sauerstoffkonzentration im Abgas lag im Bereich **11,7%** bis **6,2%**

- **Kurzfassung der Ergebnisse:**

1. Ein technologisches und anlagentechnisches Konzept zur energetischen Nutzung von Abfällen aus Vietnam wurde erstellt.
2. Die Verbrennungstemperatur bei Rohglycerin betrug 750 °C und bei den unterschiedlichen festen Biomassebrennstoffen ca. 800 bis 855 °C. Das Ziel der Untersuchungen bestand darin, bei der gewählten Verbrennungstemperatur ein Schmelzen (Sintern) der Brennstoff“asche“ zu vermeiden.
3. Bei der Verbrennung von Rohglycerin konnte durch variable Zugabe des Additivs $\text{Ca}(\text{OH})_2$ als Suspension im Brennstoff eine effektive In-Situ-Entschwefelung erprobt und der Additiveinsatz optimiert werden.
4. Der Einfluss der Wärmeauskopplung aus dem Wirbelbett der SWSF auf die NO_x -Emissionen im Abgas wurde bei den Verbrennungsversuchen gezielt untersucht. Es hat sich gezeigt, dass eine Wärmeauskopplung mit der damit verbundenen Absenkung der O_2 -Konzentration die NO_x -Emissionen sehr deutlich reduzieren.
5. Die C_{org} - und CO-Emission liegen sehr deutlich unter den TAL-02 Grenzwerten. Die Ergebnisse zeigen, dass die Verbrennung von Biomasse in der SWSF vollständig und emissionsarm erfolgt.
6. Eine Grenze der Wärmeauskopplung ist durch die für eine vollständige Verbrennung erforderliche minimale Sauerstoffkonzentration ($\text{O}_{2,\text{tr,AG}} > 3,9\%$) gegeben.
7. Die Asche- und Zyklonstaubcharakteristik aus der Biomassefeuerung wurde analysiert, so z. B:
 - Das Ascheschmelzverhalten von Rapsextraktionsschrot, Hanfschäben, Kakaoschalen, Mix-Brennstoff 1 (Mix 1), Mix-Brennstoff 2 (Mix 2) und Zyklonasche von Kakaoschalenbriketts
 - Die Leicht- und Schwermetalle in den Biomasse-Aschen

Die Analyseergebnisse erlauben die Verwendung der Asche in Landwirtschaft und Industrie. Zum Beispiel als Ausgangsstoff für weitere industrielle Erzeugnisse, wie gebrannte Ziegelsteine (wenn der Si-Gehalt hoch genug ist) oder Pflanzendünger.

- **Ausblick**

1. Die Ergebnisse der theoretischen Untersuchungen am KWK-Modell sowie die experimentellen Untersuchungen zur energetischen Nutzung von Abfällen in Anlagen kleiner Leistung können auf Anlagen zur Stromerzeugung in Vietnam übertragen werden, die einen Wärmebedarf aufweisen.
2. Feste vietnamesische Biomasse ist sehr schwefelarm, eine Entschwefelung mittels Additivverfahren ist deshalb zur Zeit in Vietnam noch nicht notwendig.
3. Mit der SWSF können in Vietnam unterschiedlichste Biomassen problemlos verbrannt werden. Deshalb ist die SWSF eine attraktive Verbrennungsanlage für Vietnam.

4. Die bei der Biomasseverbrennung auftretenden brennstoffspezifischen NO_x -Emissionen können durch Absenkung der O_2 -Konzentration mit dem vorgestellten Verfahren minimiert werden.
5. Die SWSF ist ein technologisch einfaches und umweltverträgliches Verfahren zur thermischen Verwertung von Biomassebrennstoffen in Vietnam.
6. Man sollte die Verbrennung von Rohglycerin in Verbindungen mit Wärmeauskopplung durch einen Wärmeübertrager realisieren. In Verbindung mit einem Wärmeübertrager kann das eingesetzte Wirbelschichtverfahren als „Brenner mit regelbarer Betriebstemperatur“ zur Erzeugung von Wärmeenergie oder Dampf und nachfolgend zur Produktion von Wärme und Strom aus Rohglycerin eingesetzt werden. Das ist das Ziel unserer Untersuchungen für die weiteren Tests.

Die Untersuchungen wurden mit flüssigen und festen Biomassebrennstoffen oder deren Mischungen durchgeführt.

Die Testbrennstoffe sind nachfolgend aufgeführt:

- 1 - Rohglycerin, (flüssig)
- 2 - Rapsextraktionsschrot (RE), (fest)
- 3 - Mischbrennstoff (80 % RE und 20 % Hanfschäben), (fest)
- 4 - Mischbrennstoffbriketts 1 (57 % RE und 43 % Hanfschäben), (fest)
- 5 - Mischbrennstoffbriketts 2 (70 % RE und 30 % Hanfschäben), (fest)
- 6 - Saubere Kakaoschalenbriketts, (fest)
- 7 - Verschmutzte Kakaoschalenbriketts (mit PVC-Bänder), (fest)
- 8 - Hanfschäbenbriketts, (fest)
- 9 - Strohbricketts, (fest).

Die Brennstoffe 1 bis 3 wurden problemlos mit dem Fördersystem in den Reaktor gefördert. Die Brennstoffe 4 bis 9 lassen sich auf Grund ihrer geringen Dichte, ca. 120 bis 160 kg/m^3 , mit dem vorhandenen Schneckenförderer schlechter fördern. Es kommt im Brennstoffschacht zur Brückenbildung.

Um das vorhandene Brennstofffördersystem nutzen zu können, wurden die Brennstoffe brikettiert oder gemischt und anschließend brikettiert.

Diese kompaktierten Brennstoffe lassen sich nun problemlos mit dem Schneckenförderer in den Reaktor fördern.

Bei der Verbrennung der Brennstoffe 1 bis 5 konnte durch Zugabe von Additiven ($\text{Ca}(\text{OH})_2$ bzw. CaCO_3) eine SO_2 -Minderung im Abgas realisiert werden.

Die NO_x -Konzentration im Abgas wurde bei Verbrennung der Brennstoffe 2 bis 7 durch Absenkung der O_2 -Konzentration im Abgas reduziert. Hierzu wurde ein Hochtemperatur-Wärmeübertrager genutzt.

Anhang 1: Verbrennungsrechnung

Anhang 1.1: Die folgenden stöchiometrischen Beziehungen beschreiben die Verbrennung von c, h, s.

Anhang 1.2: minimaler Sauerstoffbedarf (O_{\min}), (mit Dichte $\rho_{O_2} = 1,429 \text{ kg/m}^3(\text{N}) \text{ O}_2$)

Anhang 1.3: minimaler Luftbedarf für die Verbrennung (L_{\min})

Anhang 1.4: Verbrennungsluftbedarf (L)

Anhang 1.5: Luft-Massenstrom (m_L)

Anhang 1.6: Abgasvolumen und Abgaszusammensetzung

Anhang 1.7: feuchtes Abgasvolumen ($V_{AG,f}$) und trockenes Abgasvolumen ($V_{AG,tr}$)

Anhang 1.8: maximaler CO_2 -Anteil im trockenen Abgas

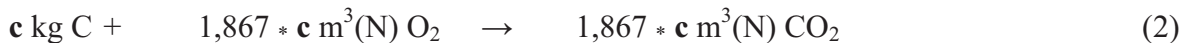
Anhang 1 (Anhang 1.1 bis 1.8 aus Quelle: /71/)

Anhang 1.1: Die folgenden stöchiometrischen Beziehungen beschreiben die Verbrennung von c, h, s.

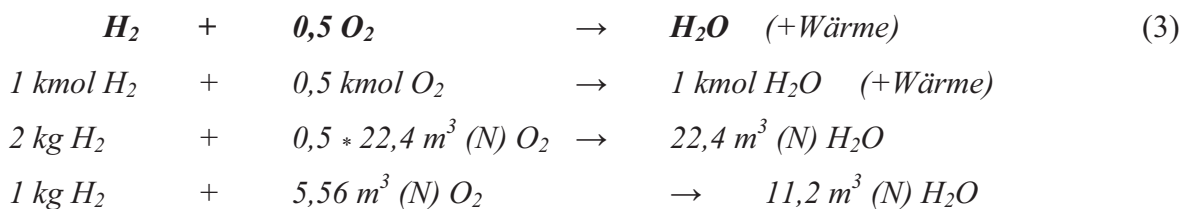
1. Verbrennung des Kohlenstoffs (mit Molmasse $M = 12 \text{ kg C/kmol}$)



1 kg Brennstoff enthält c kg Kohlenstoff, daher folgt:



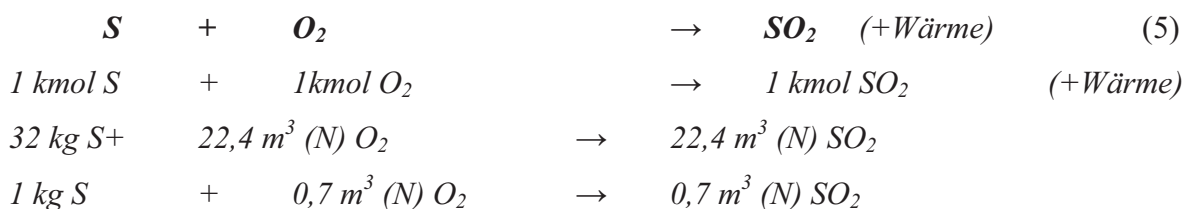
2. Verbrennung des Wasserstoffs (mit Molmasse $M = 2 \text{ kg H}_2/\text{kmol}$)



1 kg Brennstoff enthält h kg Wasserstoff, daher folgt:



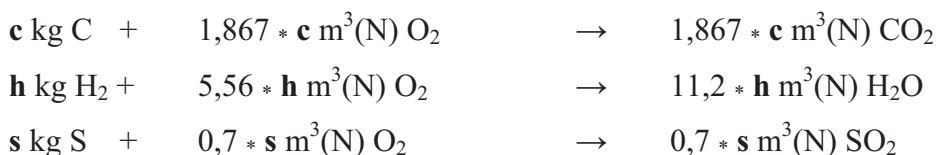
3. Verbrennung des Schwefels (mit Molmasse $M = 32 \text{ kg S/kmol}$)



1 kg Brennstoff enthält s kg Schwefel, daher folgt:



4. Zusammenfassung der gefundenen Gleichungen



(Brennbares + Sauerstoffverbrauch \rightarrow Abgasanteil + Wärme)

Anhang 1.2: minimaler Sauerstoffbedarf (O_{\min}), (mit Dichte $\rho_{O_2} = 1,429 \text{ kg/m}^3(\text{N}) \text{ O}_2$)

$$O_{\min} = 1,867 * c + 5,56 * h + 0,7 * s - \left(\frac{1}{\rho_{O_2}}\right) * o \quad [\text{m}^3(\text{N})\text{O}_2/\text{kg Br}]$$

$$O_{\min} = 1,867 * c + 5,56 * h + 0,7 * s - 0,7 * o \quad [\text{m}^3(\text{N})\text{O}_2/\text{kgBr}]$$

Anhang 1. 3: minimaler Luftbedarf für die Verbrennung (L_{\min})

Atmosphärische Luft besteht aus:

- ca. 21 Vol-% Sauerstoff dh. $y_{O_2, \text{Luft}} = 0,21 \text{ m}^3(\text{N})\text{O}_2/\text{m}^3(\text{N})\text{Luft}$ u.
- ca. 79 Vol-% Stickstoff dh. $y_{N_2, \text{Luft}} = 0,79 \text{ m}^3(\text{N})\text{N}_2/\text{m}^3(\text{N})\text{Luft}$

$$L_{\min} = \frac{O_{\min}}{y_{O_2, \text{Luft}}} \quad [\text{m}^3(\text{N})\text{Luft} / \text{kg Br}]$$

Anhang 1.4: Verbrennungsluftbedarf (L)

Das Verhältnis der tatsächlich zugeführten Luftmenge L zur theoretisch benötigten Luftmenge

$$L_{\min} \text{ bezeichnet man als Luftverhältnis } \lambda: \lambda = \frac{L}{L_{\min}} \quad [-],$$

$$\text{wobei } L = \lambda * L_{\min} \quad [\text{m}^3(\text{N})\text{Luft} / \text{kg Br}]$$

Anhang 1.5: Luft-Massenstrom (m_L)

Der Luft-Massenstrom berechnet sich aus: $m_L = L * \rho_{o,L} \quad [\text{kg Luft} / \text{kg Br}]$

(Der hier angeführte Formelapparat gestattet, auch mit „Luft“ bei anderen Sauerstoffkonzentrationen als 21 Vol-% zu rechnen).

Anhang 1.6: Abgasvolumen und Abgaszusammensetzung:

$$\text{H}_2\text{O}: \quad w \text{ kg/kg Br } (\rho_o = 0,804 \text{ kg/m}^3(\text{N})) \quad 1,245 * w \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

$$\text{N}_2: \quad n \text{ kg/kg Br } (\rho_o = 1,2505 \text{ kg/m}^3(\text{N})) \quad 0,8 * n \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

Bei der Verbrennung entstehen:

$$\text{CO}_2: \quad 1,867 * c \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

$$\text{H}_2\text{O}: \quad 11,2 * h \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

$$\text{SO}_2: \quad 0,7 * s \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

Mit der Verbrennungsluft zugeführt:

$$\text{N}_2: \quad y_{\text{N}_2, \text{Luft}} * L = y_{\text{N}_2, \text{Luft}} * \lambda * L_{\min} \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

$$\text{O}_2: \quad y_{\text{O}_2, \text{Luft}} * L - O_{\min} = y_{\text{O}_2, \text{Luft}} * \lambda * \frac{O_{\min}}{y_{\text{O}_2, \text{Luft}}} - O_{\min} = (\lambda - 1) * O_{\min} \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

Das bei der vollkommenen Verbrennung entstehende Abgas setzt sich zusammen aus:

$$V_{\text{AG}, f} = V_f = V_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{SO}_2} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{O}_2}$$

$$\text{Mit: } V_{\text{CO}_2} = 1,867 * \mathbf{c} \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 1,245 * (9 * \mathbf{h} + \mathbf{w}) \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

$$V_{\text{SO}_2} = 0,7 * \mathbf{s} \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

$$V_{\text{N}_2} = 0,8 * \mathbf{n} + y_{\text{N}_2, \text{Luft}} * \lambda * L_{\min} \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

$$V_{\text{O}_2} = (\lambda - 1) * O_{\min} \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

Anhang 1.7: feuchtes Abgasvolumen ($V_{\text{AG}, f}$) und trockenes Abgasvolumen ($V_{\text{AG}, tr}$)

(1): feuchtes Abgasvolumen ($V_{\text{AG}, f}$)

$$V_{\text{AG}, f} = 1,867 * \mathbf{c} + 1,245 * (9 * \mathbf{h} + \mathbf{w}) + 0,7 * \mathbf{s} + (0,8 * \mathbf{n} + y_{\text{N}_2, \text{Luft}} * \lambda * L_{\min}) + (\lambda - 1) * O_{\min} \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}], \text{ oder:}$$

$$V_{\text{AG}, f} = (1,867 * \mathbf{c} + 1,245 * (9 * \mathbf{h} + \mathbf{w}) + 0,7 * \mathbf{s} + 0,8 * \mathbf{n} - O_{\min}) + \left[\left(1 + \frac{y_{\text{N}_2, \text{Luft}}}{y_{\text{O}_2, \text{Luft}}} \right) * O_{\min} \right] * \lambda \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

(2): trockenes Abgasvolumen ($V_{\text{AG}, tr}$)

$$V_{\text{AG}, tr} = V_{tr} = V_f - V_{\text{H}_2\text{O}} = V_{\text{CO}_2} + V_{\text{SO}_2} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{O}_2} \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}], \text{ oder}$$

$$V_{tr} = (1,867 * \mathbf{c} + 0,7 * \mathbf{s} + 0,8 * \mathbf{n} - O_{\min}) + \left[\left(1 + \frac{y_{\text{N}_2, \text{Luft}}}{y_{\text{O}_2, \text{Luft}}} \right) * O_{\min} \right] * \lambda \quad [\text{m}^3(\text{N})/\text{kg Br}]$$

Anhang 1.8: maximaler CO_2 -Anteil im trockenen Abgas

Die Maximale CO_2 -Konzentration wird beim Luftverhältnis $\lambda = 1$ erreicht. Das trockene Abgasvolumen wird dann zu $V_{tr(\lambda=1)} = V_{tr, \min}$.

$$\text{Mit: } V_{tr, \min} = V_{\text{CO}_2} + V_{\text{SO}_2} + V_{\text{N}_2(\lambda=1)} = 1,867 * \mathbf{c} + 0,7 * \mathbf{s} + 0,8 * \mathbf{n} + \frac{y_{\text{N}_2, \text{Luft}}}{y_{\text{O}_2, \text{Luft}}} * O_{\min}$$

$$\text{Dabei ergibt sich: } \text{CO}_{2, \max} = \frac{V_{\text{CO}_2}}{V_{tr, \min}}$$

Anhang 2:

Anhang 2.1: Tabelle 1. Parameter und Ergebnisse des Dampfkraftprozesses

Anhang 2.2: Tabelle 2 (a). Ergebnisse des Rechenmodells bei Variation der $O_{2,AG,tr}$ von 3,0 bis 11,0 Vol. % (deutsche Biomasse)

Anhang 2.3: Tabelle 2 (b). Ergebnisse des Rechenmodells bei Variation der $O_{2,AG,tr}$ von 3,0 bis 11,0 Vol. % (vietnamesische Biomasse)

Anhang 2.4: Tabelle 3(a). Ergebnisse des Modells für den Verbrennungsprozess mit variablen T_{RZ} (deutsche Biomasse)

Anhang 2.5: Tabelle 3(b). Ergebnisse des Modells für den Verbrennungsprozess mit variablen T_{RZ} (vietnamesische Biomasse)

Anhang 2.6: Tabelle 4(a). Ergebnisse bei Variation von RZ (deutsche Biomasse)

Anhang 2.7: Tabelle 4(b). Ergebnisse bei Variation von RZ (vietnamesische Biomasse)

Anhang 2.8: Abgasemissionen in Abhängigkeit von $O_{2,AG,tr}$ bei verschiedenen Wirbelschichttemperaturen (T_{WS}) und Temperatur der rezirkulierenden Abgase (T_{RZ})

Anhang 2.1:

Tabelle 1: Parameter und Ergebnisse des Dampfkraftprozesses

Punkt 0	T_0	104	(°C)	Punkt AD. (6)	$\Delta h_{AD}=h_4-h_{AD}$	914,8	(kJ/kg)
	p_0	1,17	(bar)		Δh_{real}	731,9	(kJ/kg)
	h'_0	436	(kJ/kg)		h_6	2394,3	(kJ/kg)
	$s_0 = s_1$	0,755	(kJ/(kg*K))		s_{Ad}	7,383	(kJ/(kg*K))
Punkt 1	$T_{Sp(p)}$	132,3	(° C)		x_{Ad}	0,914	(kg/kg)
	p_1	26	(bar)		$Q'_{vorwär.}$	1390,1	(kW)
	$h_1(p_1, T_{Sp})$	557,7	(kJ/kg)		$Q'_{Dampf.}$	5906,6	(kW)
Punkt 2	$T_{2(p)}$	226,05	(° C)		$Q'_{Üb.}$	1048,3	(kW)
	p_2	26	(bar)		Q'_{ges}	8345,0	(kW)
	h'_2	971,7	(kJ/kg)		m'_{SWP}	3,36	(kg/s)
	s_2	2,57	(kJ/(kg*K))		m'_{FD}	3,23	(kg/s)
	P_3	26	(bar)			11,62	(t/h)
Punkt 3	$T_{3(p)}$	226,05	(° C)		η_{th}	30,9	(%)
	h''_3	2801,4	(kJ/kg)		η_{EW}	24,7	(%)
	Δh_v	1830,7	(kJ/kg)		$\rho_{SWP}(T_{KO})$	985,2	(kg/m³)
	s_3	6,24	(kJ/(kg*K))		$P(T_{KO})$	0,15	(bar)
	p_4	26	(bar)		$P_{el,SWP}$	11,9	(kW)
Punkt 4	$T_4 = T_{FD}$	350	(° C)		η_{ges}	24,0	(%)
	$h_4 = h_{FD}$	3126,1	(kJ/kg)		$\eta_{el.}$	23,8	(%)
	s_4	6,824	(kJ/(kg*K))				
	$P_5 = p_{AD}$	0,15	(bar)				
Punkt 5	$T_5(p_{AD})$	54,0	(° C)				
	$h'_5 = (h_e)$	226	(kJ/kg)				
	$h''_5 = (h_z)$	2598,3	(kJ/kg)				
	Δh_v	2372,4	(kJ/kg)				
	$h_{AD,}$	2211,3	(kJ/kg)				
	$s_4=s_5=const.$						
	$s_5 = s_4$	6,824	(kJ/(kg*K))				
	s'_5	0,755	(kJ/(kg*K))				
	s''_5	7,316	(kJ/(kg*K))				
	x_5	0,837	(kg/kg)				
	$h_5 = h(p,x)$	2211,3	(kJ/kg)				

Anhang 2.2:

Tabelle 2 (a): Ergebnisse des Rechenmodells bei Variation der $O_{2,AG,ir}$ von 3,0 bis 11,0 Vol. % (deutsche Biomasse)

Brennstoff (Biomasse in Deutschland)	Parameter		Eingangsparameter			Lösungsparameter							
	Q'_{Nutz} [kW]	$\dot{m}'_{Br.}$ [kg/s]	$Q'_{Br.}$ [kW]	T_{RZ} [°C]	$O_{2,AG,ir}$ [Vol. %]	RZ	$V'_{AG,RZ}$ [m ³ (N)/m ³ (N)]	T_{WS} [°C]	$T_{NachD.}$ [°C]	$Q'_{Ein.}$ [kW]	η_{Nutz} [%]	$\eta_{el.}$ [%]	$Q'_{Verlust}$ [%]
RE	3636	0,65	9855	170	3	1,25	4,7927		232	11184	32,5	17,9	10,8
					5	1,036	4,3958		227	11108	32,7	18,0	10,1
					7	0,812	3,8722	850	220	11010	33,0	18,2	9,3
					9	0,574	3,1396		211	10875	33,4	18,4	8,2
					11	0,3245	2,0933		198	10686	34,0	18,7	6,6
Mix (0,8 & 0,2)	3636	0,65	9881	170	3	1,322	4,9298		235	11238	32,4	17,8	11,2
					5	1,103	4,5503		231	11164	32,6	17,9	10,6
					7	0,8725	4,0442	850	224	11069	32,9	18,1	9,8
					9	0,629	3,343		216	10939	33,2	18,3	8,8
					11	0,372	2,331		203	10756	33,8	18,6	7,2
Mix 1 (0,57 & 0,43)	3636	0,65	9911	170	3	1,403	5,1943		237	11239	32,1	17,7	11,9
					5	1,177	4,8209		232	11257	32,3	17,8	11,3
					7	0,9385	4,3193	835	226	11161	32,6	17,9	10,6
					9	0,6866	3,6235		218	11032	33,0	18,1	9,5
					11	0,4205	2,6166		206	10849	33,5	18,4	8,0
Mix 2 (0,3 & 0,7)	3636	0,65	9945	170	3	1,578	5,7923		236	11505	31,6	17,4	13,2
					5	1,336	5,426		232	11433	31,8	17,5	12,7
					7	1,08	4,9291	800	226	11337	32,1	17,6	12,0
					9	0,81	4,2395		218	11208	32,4	17,8	10,9
					11	0,525	3,2402		207	11025	33,0	18,1	9,5

Anhang 2.3:

Tabelle 2 (b): Ergebnisse des Rechenmodells bei Variation der $O_{2,AG,tr}$ von 3,0 bis 11,0 Vol. % (vietnamesische Biomasse)

Parameter		Eingangsparameter					Lösungsparameter						
Brennstoff (Biomasse aus Vietnam)	Q' _{Nutz} [kW]	m' _{Br.} [kg/s]	Q' _{Br.} [kW]	T _{RZ} [° C]	O _{2,AG,tr} [Vol. %]	RZ [m ³ (N)/m ³ (N)]	V' _{AG,RZ} [m ³ (N)AG/s]	T _{WS} [° C]	T _{Nach D.} [° C]	Q' _{Ein.} [kW]	η _{Nutz} [%]	η _{el.} [%]	Q' _{Verlust} [%]
Reisschalen	3636	0,75	9688	170	3	1,793	5,8713		219	11249	32,3	17,8	11,3
					5	1,536	5,5581		215	11186	32,5	17,9	10,8
					7	1,265	5,137	800	210	11104	32,7	18,0	10,1
					9	0,977	4,5437		203	10991	33,1	18,2	9,2
					11	0,672	3,68		193	10831	33,6	18,5	7,8
Bagasse	3636	0,68	9623	170	3	1,724	5,7803		219	11167	32,6	17,9	10,6
					5	1,47	5,4514		214	11101	32,8	18,0	10,1
					7	1,203	5,0114	800	209	11015	33,0	18,2	9,4
					9	0,921	4,3982		202	10899	33,4	18,4	8,4
					11	0,622	3,5013		191	10733	33,9	18,6	7,0
Kokosnussschalen	3636	0,65	9605	170	3	1,765	5,8269		218	11158	32,6	17,9	10,5
					5	1,508	5,5093		214	11094	32,8	18,0	10,0
					7	1,235	5,071	800	209	11009	33,0	18,2	9,3
					9	0,948	4,4647		201	10894	33,4	18,4	8,4
					11	0,644	3,577		191	10730	33,9	18,6	7,0
Maniokstiele	3636	0,72	9778	170	3	1,285	4,7763		228	11101	32,8	18,0	10,1
					5	1,07	4,4021		223	11028	33,0	18,1	9,5
					7	0,843	3,8988	800	216	10932	33,3	18,3	8,7
					9	0,603	3,1994		208	10803	33,7	18,5	7,6
					11	0,35	2,1907		195	10619	34,2	18,1	6,0

Anhang 2.4:

Tabelle 3(a): Ergebnisse des Modells für den Verbrennungsprozess mit variablen T_{RZ} (deutsche Biomasse)

Brennstoff (Biomasse in Deutschland)	Parameter	Eingangsparameter				Lösungsparameter								
	Q' _{Nutz} [kW]	m' _{Br.} [kg/s]	Q' _{Br.} [kW]	O _{2,AG,ir} [Vol. %]	T _{RZ} [° C]	RZ [m ³ (N)/m ³ (N)]	V' _{AG,RZ} [m ³ (N)AG/s]	T _{WS} [° C]	T _{Nach.D.} [° C]	Q' _{Ein.} [kW]	η _{Nutz} [%]	η _{el.} [%]	Q' _{Verlust} [%]	
RE						150	0,9	4,0396		215	10922	33,3	18,3	8,6
						160	0,912	4,0934		219	10991	33,1	18,2	9,2
		3636	0,65	9855	6	170	0,926	4,1563	850	224	11063	32,9	18,1	9,8
						180	0,938	4,2101		228	11135	32,7	18,0	10,4
						190	0,95	4,2640		233	11209	32,4	17,8	10,9
						200	0,964	4,3268		237	11286	32,2	17,7	11,6
Mix (0,8 & 0,2)						150	0,9635	4,2041		219	10975	33,1	18,2	9,1
						160	0,976	4,2586		223	11046	32,9	18,1	9,6
		3636	0,65	9881	6	170	0,9895	4,3175	850	228	11120	32,7	18,0	10,2
						180	1,003	4,3764		232	11196	32,5	17,9	10,8
						190	1,017	4,4375		237	11273	32,3	17,7	11,5
						200	1,031	4,4986		241	11353	32,0	17,6	12,1
Mix 1 (0,57 & 0,43)						150	1,031	4,4666		220	11058	32,9	18,1	9,7
						160	1,045	4,5273		224	11134	32,7	18,0	10,4
		3636	0,65	9911	6	170	1,0595	4,5901	835	229	11213	32,4	17,8	11,0
						180	1,074	4,6529		234	11293	32,2	17,7	11,6
						190	1,09	4,7222		239	11377	32,0	17,6	12,3
						200	1,105	4,7872		243	11462	31,7	17,4	12,9
Mix 2 (0,3 & 0,7)						150	1,175	5,0478		219	11211	32,4	17,8	11,0
						160	1,192	5,1208		224	11299	32,2	17,7	11,7
		3636	0,65	9945	6	170	1,21	5,1208	800	229	11389	31,9	17,6	12,4
						180	1,228	5,2754		234	11482	31,7	17,4	13,1
						190	1,246	5,3528		239	11577	31,4	17,3	13,8
						200	1,265	5,4344		244	11675	31,1	17,1	14,5

Anhang 2.5:

Tabelle 3(b): Ergebnisse des Modells für den Verbrennungsprozess mit variablen T_{RZ} (vietnamesische Biomasse)

Brennstoff (Biomasse aus Vietnam)	Parameter	Eingangsparameter					Lösungsparameter							
	Q' _{Nutz} [kW]	m' _{Br.} [kg/s]	Q' _{Br.} [kW]	O _{2,AG,tr} [Vol. %]	T _{RZ} [° C]	RZ [m ³ (N)/m ³ (N)]	V' _{AG,RZ} [m ³ (N)/AG/s]	T _{WS} [° C]	T _{Nach D.} [° C]	Q' _{Ein.} [kW]	η _{Nutz} [%]	η _{el.} [%]	Q' _{Verlust} [%]	
Reisschalen	3636	0,75	9688	6	150	1,363	5,2135		202	10965	33,2	18,2	9,0	
					160	1,383	5,29		207	11055	32,9	18,1	9,7	
					170	1,403	5,3665	800	213	11148	32,6	17,9	10,5	
					180	1,423	5,443		218	11244	32,2	17,8	11,2	
					190	1,445	5,5271		224	11343	32,1	17,6	12,0	
					200	1,467	5,6113		229	11446	31,8	17,5	12,8	
Bagasse	3636	0,68	9623	6	150	1,3	5,0985		201	10881	33,4	18,4	8,3	
					160	1,32	5,1769		207	10971	33,1	18,2	9,0	
					170	1,338	5,2475	800	212	11061	32,9	18,1	9,8	
					180	1,358	5,3259		217	11155	32,6	17,9	10,5	
					190	1,38	5,4122		223	11253	32,3	17,8	11,3	
					200	1,4	5,4907		228	11352	32,0	17,6	12,1	
Kokosnussschalen	3636	0,65	9605	6	150	1,334	5,1555		201	10873	33,4	18,4	8,2	
					160	1,354	5,2328		206	10963	33,2	18,2	9,0	
					170	1,374	5,3103	800	211	11055	32,9	18,1	9,7	
					180	1,394	5,3876		217	11150	32,6	17,9	10,5	
					190	1,415	5,4688		222	11248	32,3	17,8	11,3	
					200	1,435	5,5461		228	11347	32,0	17,6	12,0	
Maniokstiele	3636	0,72	9778	6	150	0,933	4,0609		211	10843	33,5	18,4	7,9	
					160	0,945	4,1131		215	10912	33,3	18,3	8,5	
					170	0,957	4,1654	800	220	10983	33,1	18,2	9,1	
					180	0,97	4,2219		224	11056	32,9	18,1	9,7	
					190	0,984	4,2829		229	11132	32,7	18,0	10,3	
					200	0,998	4,3438		234	11210	32,4	17,8	11,0	

Anhang 2.6:

Tabelle 4(a): Ergebnisse bei Variation von RZ (deutsche Biomasse)

Brennstoff (Biomasse in Deutschland)	Parameter		Eingangsparameter				Lösungsparameter						
	Q'_{Nutz} [kW]	$\dot{m}'_{\text{Br.}}$ [kg/s]	$Q'_{\text{Br.}}$ [kW]	T_{RZ} [°C]	RZ [m ³ (N)/m ³ (N)]	$O_{2,AG,ir}$ [Vol. %]	$V'_{AG,RZ}$ [m ³ (N)AG/s]	T_{WS} [°C]	$T_{\text{Nach D.}}$ [°C]	$Q'_{\text{Ein.}}$ [kW]	η_{Nutz} [%]	$\eta_{\text{el.}}$ [%]	Q'_{Verlust} [%]
RE	3636	0,65	9855	170	0,0	13,44	0,0		172	10314	35,3	19,4	3,2
					0,25	11,57	1,7017		194	10615	34,3	18,8	6,0
					0,50	9,6	2,8640	850	208	10824	33,6	18,5	7,8
					0,75	7,52	3,6983		218	10977	33,1	18,2	9,1
					1,00	5,33	4,3206		226	11094	32,8	18,0	10,0
					1,25	3	4,7928		232	11185	32,5	17,9	10,8
Mix (0,8 & 0,2)	3636	0,65	9881	170	0,0	13,7	0,0		175	10341	35,2	19,3	3,5
					0,25	11,908	1,7091		196	10644	34,2	18,8	6,2
					0,50	10,017	2,8776	850	210	10854	33,	18,4	8,0
					0,75	8,02	3,7168		220	11008	33,0	18,2	9,3
					1,00	5,91	4,3406		228	11124	32,7	18,0	10,3
					1,25	3,67	4,8146		234	11215	32,4	17,8	11,0
Mix 1 (0,57 & 0,43)	3636	0,65	9911	170	0,0	13,945	0,0		174	10383	35,0	19,3	3,9
					0,25	12,225	1,7536		196	10694	34,0	18,7	6,7
					0,50	10,415	2,9547	835	210	10910	33,3	18,3	8,5
					0,75	8,504	3,8175		220	11068	32,9	18,1	9,8
					1,00	6,49	4,46		228	11188	32,5	17,9	10,8
					1,25	4,37	4,9522		234	11282	32,2	17,7	11,5
Mix 2 (0,3 & 0,7)	3636	0,65	9945	170	0,0	14,405	0,0		171	10446	34,8	19,1	4,4
					0,25	12,825	1,8571		192	10776	33,7	18,6	7,4
					0,50	11,17	3,1346	800	206	11006	33,0	18,2	9,3
					0,75	9,43	4,0562		216	11174	32,5	17,9	10,7
					1,00	7,6	4,744		224	11302	32,2	17,7	11,7
					1,25	5,68	5,272		230	11403	31,9	17,5	12,5

Anhang 2.7:

Tabelle 4(b): Ergebnisse bei Variation von RZ (vietnamesische Biomasse)

Brennstoff (Biomasse aus Vietnam)	Parameter		Eingangsparameter				Lösungsparameter						
	Q'_{Nutz} [kW]	$\dot{m}'_{\text{Br.}}$ [kg/s]	$Q'_{\text{Br.}}$ [kW]	T_{RZ} [°C]	RZ [m ³ (N)/m ³ (N)]	$O_{2,\text{AG,ir}}$ [Vol. %]	$V'_{\text{AG,RZ}}$ [m ³ (N)AG/s]	T_{WS} [°C]	$T_{\text{Nach D.}}$ [°C]	$Q'_{\text{Ein.}}$ [kW]	η_{Nutz} [%]	$\eta_{\text{el.}}$ [%]	Q'_{Verlust} [%]
Reisschalen	3636	0,75	9688	170	0,0	15,01	0,0		149	10172	35,8	19,7	1,9
					0,25	13,58	1,7997		171	10491	34,7	19,1	4,9
					0,50	12,07	3,0349	800	185	10713	33,9	18,7	6,8
					0,75	10,5	3,9305		196	10877	33,4	18,4	8,2
					1,00	8,84	4,5963		204	11001	33,1	18,2	9,3
Bagasse	3636	0,68	9623	170	1,25	7,1	5,108		210	11098	32,8	18,0	10,1
					0,0	14,81	0,0		149	10106	36,0	19,8	1,2
					0,25	13,34	1,7984		171	10426	34,9	19,2	4,3
					0,50	11,78	3,0313	800	186	10647	34,2	18,8	6,3
					0,75	10,16	3,9242		196	10811	33,6	18,5	7,7
Kokosnussschalen	3636	0,65	9605	170	1,00	8,45	4,5886		204	10935	33,3	18,3	8,7
					1,25	6,66	5,0989		210	11032	33,0	18,1	9,5
					0,0	14,89	0,0		148	10089	36,0	19,8	1,1
					0,25	13,43	1,7955		170	10408	34,9	19,2	4,1
					0,50	11,91	3,031	800	185	10630	34,2	18,8	6,1
Maniokstiele	3636	0,72	9778	170	0,75	10,32	3,9238		195	10793	33,7	18,5	7,5
					1,00	8,65	4,5899		203	10917	33,3	18,3	8,6
					1,25	6,9	5,1005		209	11014	33,0	18,2	9,4
					0,0	13,59	0,0		167	10229	35,6	19,6	2,4
					0,25	11,76	1,6824		189	10528	34,5	19,0	5,2
	3636	0,72	9778	170	0,50	9,83	2,8301	800	203	10735	33,9	18,6	7,0
					0,75	7,79	3,6519		213	10886	33,4	18,4	8,3
					1,00	5,62	4,2583		221	11000	33,1	18,2	9,3
					1,25	3,32	4,7181		227	11089	32,8	18,0	10,0

Anhang 2.8: Abgasemissionen in Abhängigkeit von $O_{2,AG,tr}$ bei verschiedenen Wirbelschichttemperaturen (T_{WS}) und Temperatur der rezirkulierenden Abgase (T_{RZ})

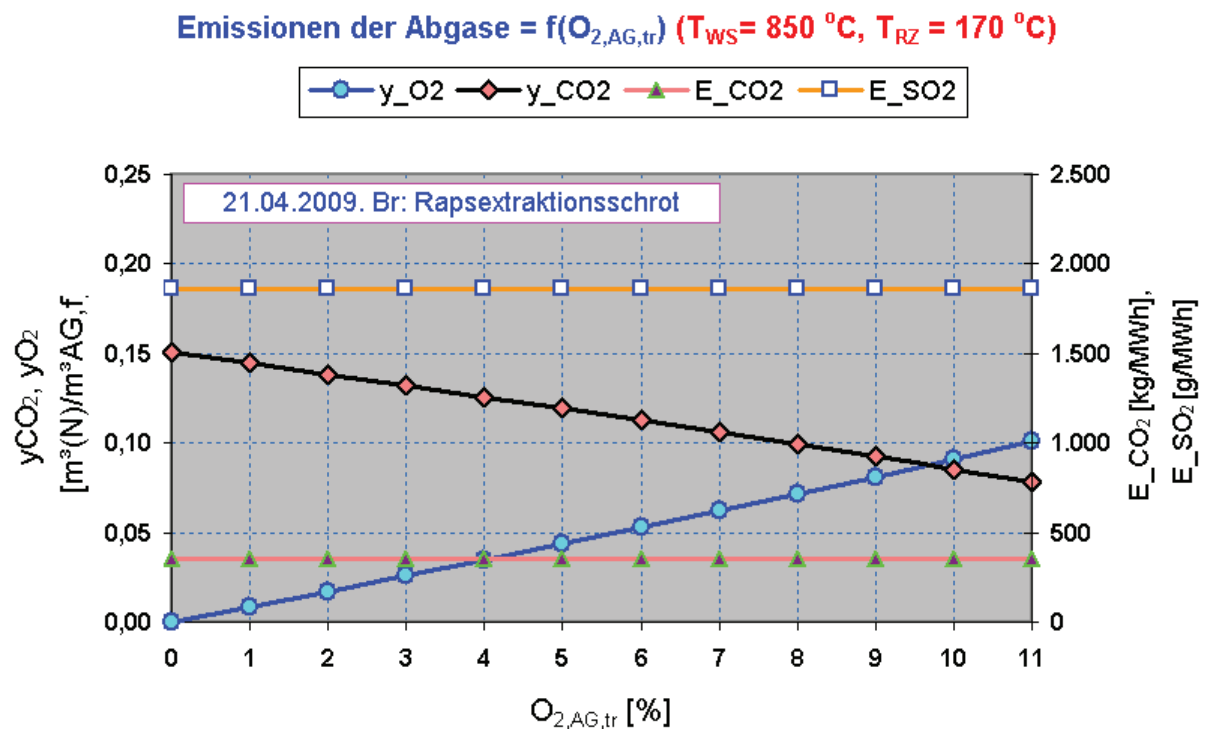


Abb.1: Abgasemissionen der Verbrennung von Rapsextraktionsschrot

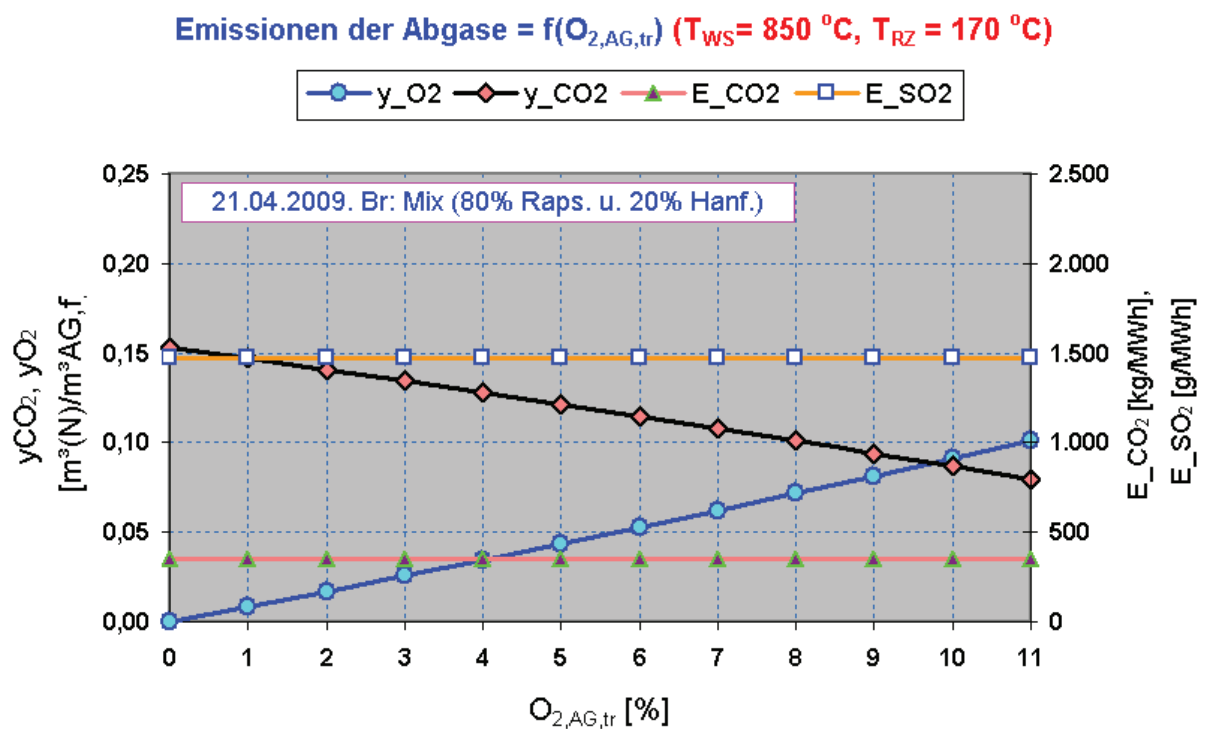


Abb.2: Abgasemissionen der Verbrennung von Mix (80% Raps. u. 20% Hanf.)

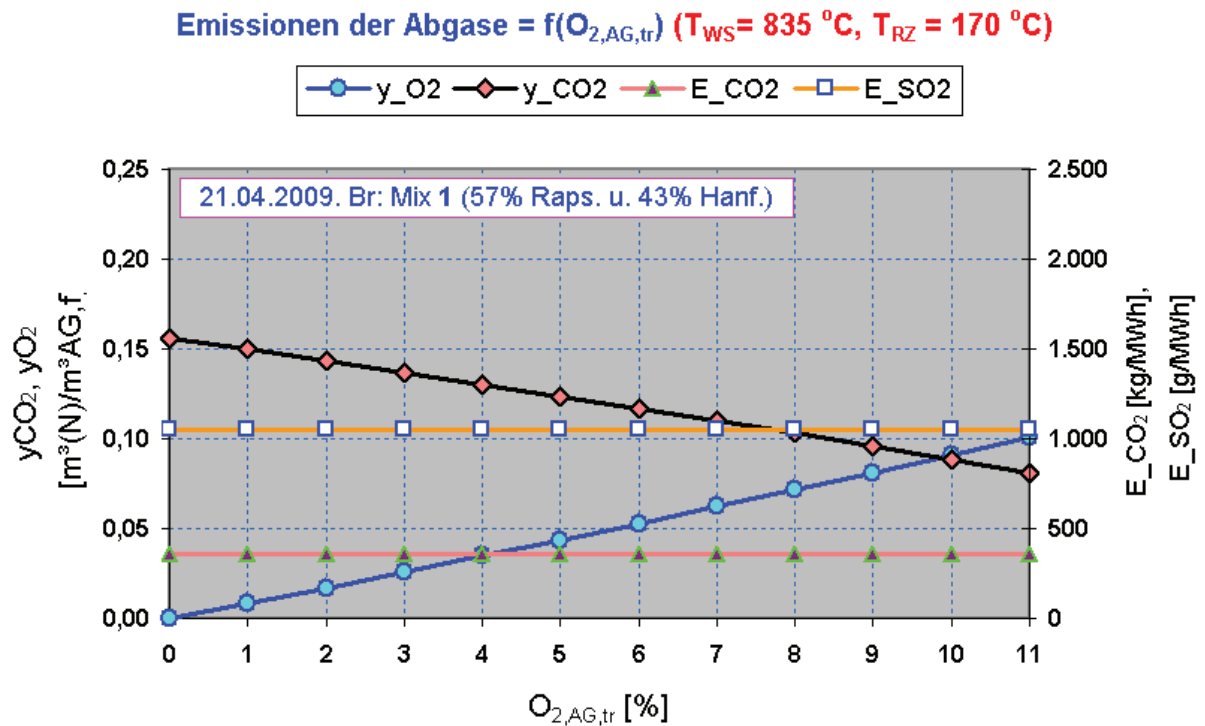


Abb.3: Abgasemissionen der Verbrennung von Mix 1 (57% Raps. u. 43% Hanf.)

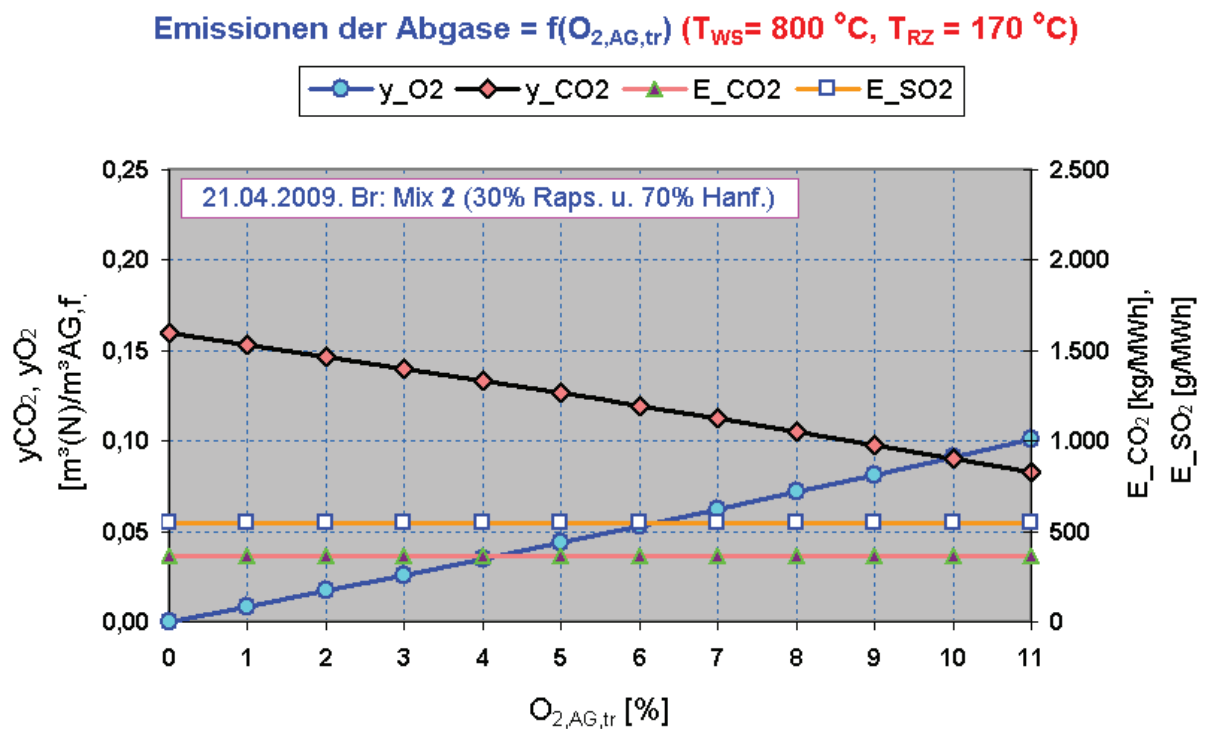


Abb.4: Abgasemissionen der Verbrennung von Mix 2 (30% Raps. u. 70% Hanf.)

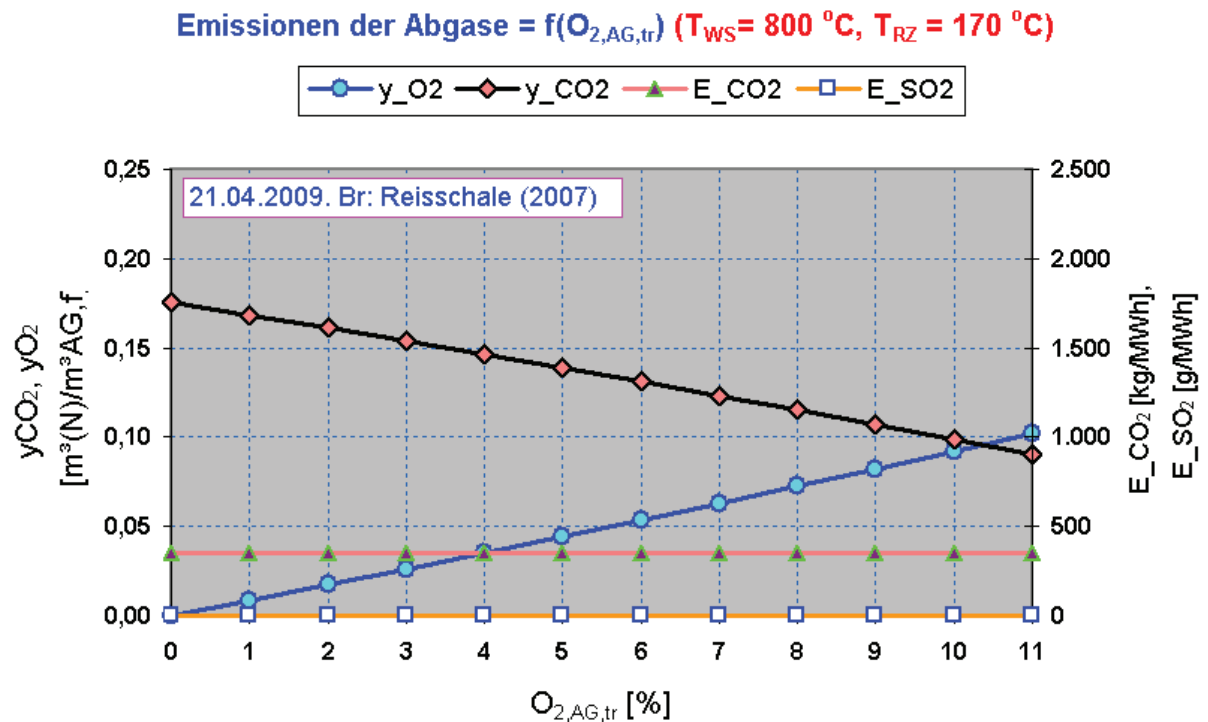


Abb.5: Abgasemissionen der Verbrennung von Reisschalen

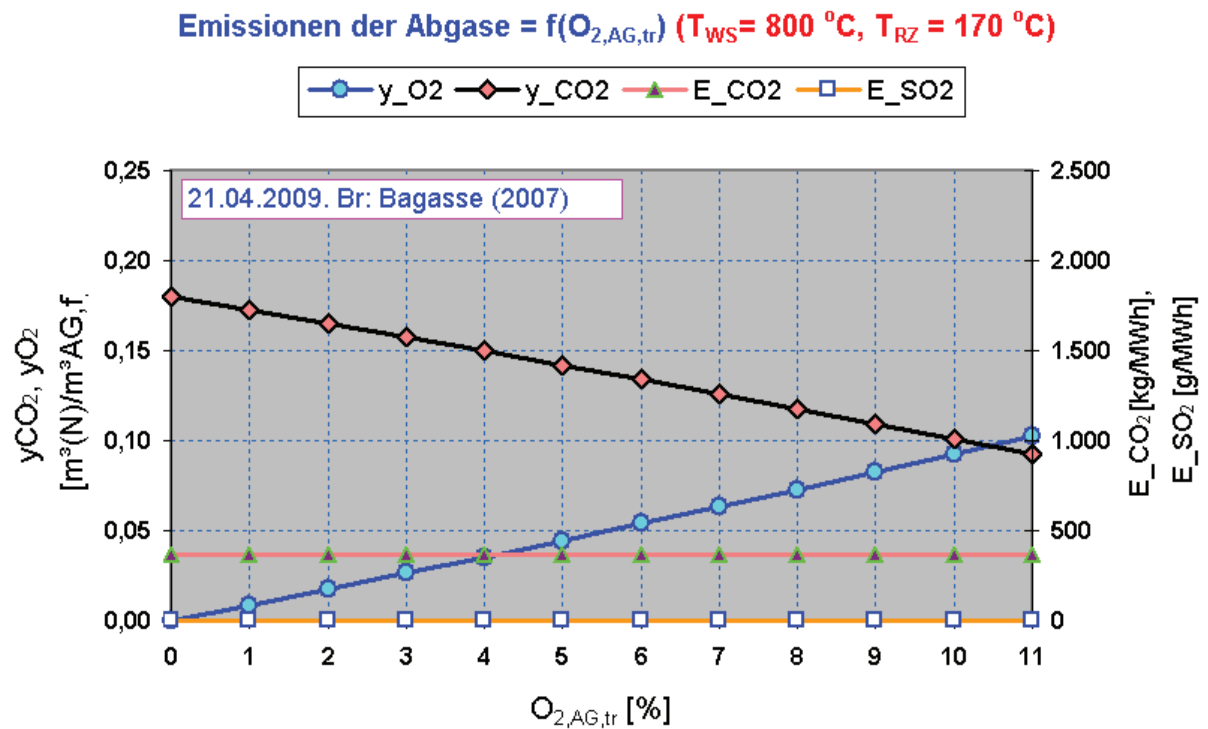


Abb.6: Abgasemissionen der Verbrennung von Bagasse

Emissionen der Abgase = $f(O_{2,AG,tr})$ ($T_{WS} = 800\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{RZ} = 170\text{ }^{\circ}\text{C}$)

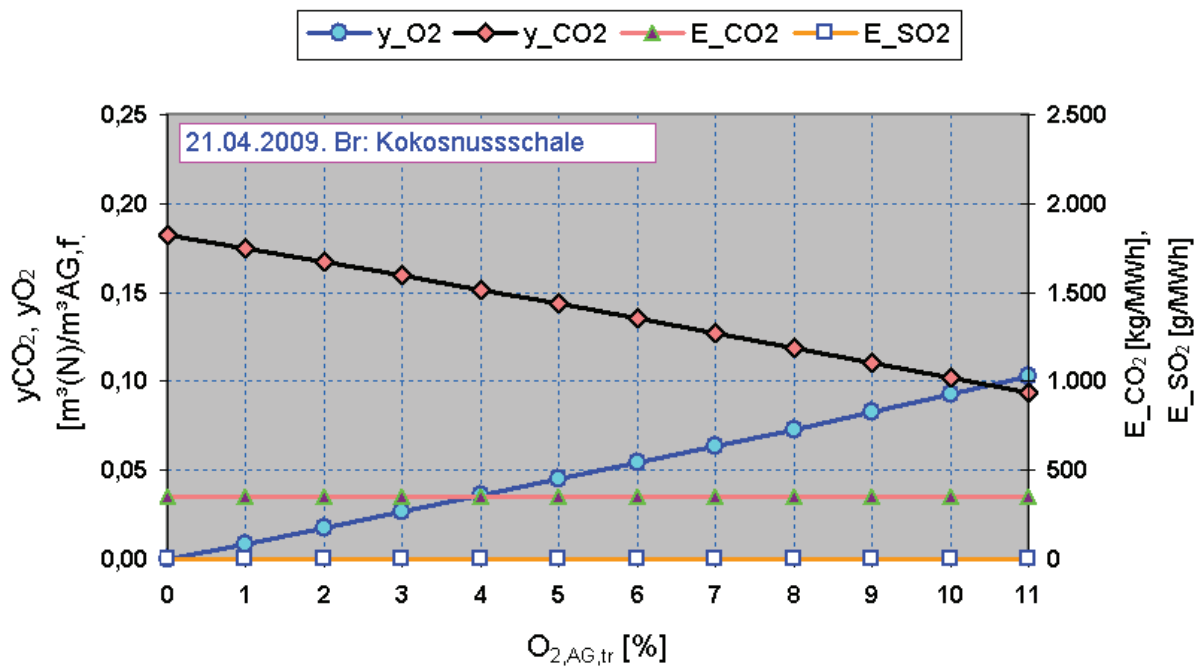


Abb.7: Abgasemissionen der Verbrennung von Kokosnussschalen

Emissionen der Abgase = $f(O_{2,AG,tr})$ ($T_{WS} = 800\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{RZ} = 170\text{ }^{\circ}\text{C}$)

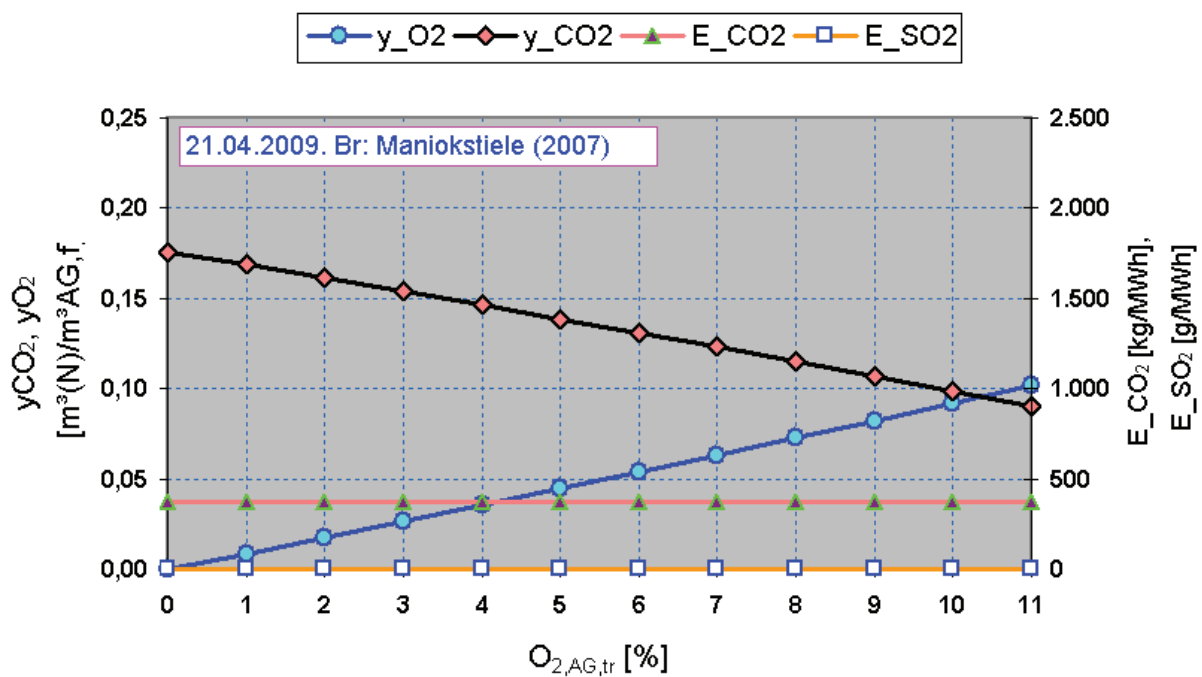


Abb.8: Abgasemissionen der Verbrennung von Maniokstielen

Anhang 3: SWSF-Test mit verschiedenen Brennstoffe

Anhang 3.1: Betriebsdiagramme des Tests zur Glycerinverbrennung mit Additivverfahren ohne Wärmeauskopplung (V 24.04.2008)

Abbildung 1: Alle Betriebspunkte des Versuches zur Glycerinverbrennung

Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 1 (ohne Additiv)

Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 2 (10 g Ca(OH)_2 / kg Br.)

Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 3 (15 g Ca(OH)_2 / kg Br.)

Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 4 (20 g Ca(OH)_2 / kg Br.)

Abbildung 6: Diagramm des Betriebspunkts 5 (20 g Ca(OH)_2 / kg Br. und

$$V'_{\text{Brennungsluft}} = 170 \text{ m}^3(\text{B.})/\text{h}$$

Abbildung 7: Diagramm des Betriebspunkts 6 (ohne Additiv und

$$V'_{\text{Brennungsluft}} = 170 \text{ m}^3(\text{B.})/\text{h}$$

Anhang 3.2: Betriebsdiagramme des Tests zur Verbrennung von verschiedenen festen Brennstoffen; Verbrennung ohne Wärmeauskopplung

Abbildung 1: Diagramm des Betriebspunkts 1 (Rapsextraktionsschrot)

Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 2 (Mischbrennstoff)

Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 3 (Strohriketts)

Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 4 (Hanfschäbenriketts)

Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 5 (saubere Kakaoschalenriketts)

Anhang 3.3: Betriebsdiagramme des Tests Verbrennung von Rapsextraktionsschrot mit Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager (V 12.12.2007)

Abbildung 1: Gesamtdiagramm der Betriebspunkte des Verbrennungsprozesses

Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 1

Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 2

Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 3

Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 4

Abbildung 6: Diagramm des Betriebspunkts 5

Anhang 3.4: Betriebsdiagramme des Tests zur Verbrennung von verschiedenen festen Brennstoffen mit variabler Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager (V 30.09.2009 und V 16.10.2008)

Abbildung 1: Diagramm der Betriebsphase 1 (Brennstoff: Rapsextraktionsschrot)

Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 1.1 (Brennstoff: Rapsextraktionsschrot)

Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 1.2 (Brennstoff: Rapsextraktionsschrot)

Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 1.3 (Brennstoff: Rapsextraktionsschrot)

Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 2 (Brennstoff: Mix, 0,8 Raps. u. 0,2 Hanf.)

Abbildung 6: Diagramm des Betriebspunkts 3.1 (Br.: Mix 1, 0,57 Raps. u. 0,43 Hanf.)

Abbildung 7: Diagramm des Betriebspunkts 3.2 (Br.: Mix 1, 0,57 Raps. u. 0,43 Hanf.)

Abbildung 8: Diagramm des Betriebspunkts 4.1 (Br.: Mix 2, 0,3 Raps. u. 0,7 Hanf.)

Abbildung 9: Diagramm des Betriebspunkts 4.2 (Br.: Mix 2, 0,3 Raps. u. 0,7 Hanf.)

Abbildung 10: Diagramm des Betriebspunkts 4.3 (Br.: Mix 2, 0,3 Raps. u. 0,7 Hanf.)

Anhang 3.5: Betriebsdiagramme des Tests zur Verbrennung von sauberen und verschmutzten Kakaoschalenbriketts mit variabler Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager (V 30.09.2008 und V 16.10.2008)

Abbildung 1: Diagramm des Betriebspunkts 1.1 (saubere Kakaoschalenbriketts)

Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 1.2 (saubere Kakaoschalenbriketts)

Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 2.1 (verschmutzte Kakaoschalenbriketts)

Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 2.2 (verschmutzte Kakaoschalenbriketts)

Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 3 (saubere Kakaoschalenbriketts)

Anhang 3.6: Übersicht der Messstellen der SWSF DN 400

Tabelle 1: Vietnamesische Emissionsgrenzwerte CO, NO_x u. SO₂ (TCVN 5939: 2005), (Engl. Air quality - Industrial emission standards - Inorganic substances and dusts)

Anhang 3.1: Betriebsdiagramme des Tests zur Glycerinverbrennung mit Additivverfahren ohne Wärmeauskopplung (V 24.04.2008)

Die Abbildungen 1 bis 7 zeigen das Gesamtdiagramm und die Betriebspunkte des Versuchsprozesses. Es wurden 6 verschiedene Betriebspunkte (BP) gemessen. Zu Versuchsbeginn BP1 und zu Versuchsende BP6 wurde Rohglycerin ohne Additiv verbrannt. In BP2 bis BP5 wurde die Verbrennung einer Glycerin-Löschkalk-Suspension untersucht. Der Mengenanteil des Löschkalks ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) betrug 10 g/kg Br (BP2), 15 g/kg Br (BP3), 20 g/kg Br (BP4), in BP5 ist auch 20 g/kg Br. Die Konzentration der Abgasemissionen wird im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($\text{O}_{2,\text{Bezug}} = 11\%$) bewertet. Mit Additivdosierung (BP 2-5) kann die SO_2 -Konzentration im Rauchgas unter den Grenzwert der TAL-02 gesenkt werden. Das Ergebnis zeigt, dass bei entsprechend hohem Mengenanteil von Löschkalk (von 10 bis 20 g/kg Br) eine schnelle Absenkung der SO_2 -Konzentration erreicht wird. Hiermit wurden die Messwerte der SO_2 -Konzentration signifikant kleiner als der Grenzwert der TAL-02 (TAL-02: Grenzwert ist $350 \text{ mg/m}^3(\text{N})$ RG, wenn $\text{O}_{2\text{tr}} = 11 \text{ Vol. \%}$).

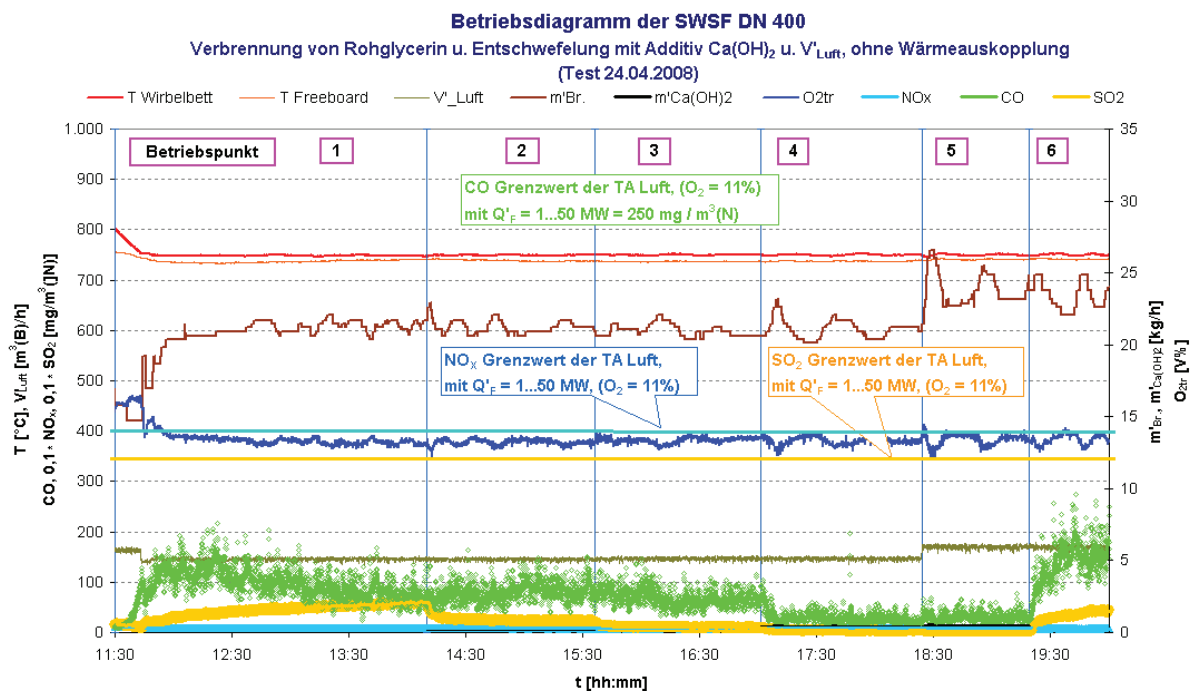


Abbildung 1: Alle Betriebspunkte des Versuches zur Glycerinverbrennung

Die nachfolgenden Diagramme mit vergrößerter Zeitachse repräsentieren die sehr gute Temperatur-Stationarität der Messungen.

Sie zeigen aber auch, dass in diesem Leistungsbereich (wie bei der Versuchs-SWSF an der Universität Rostock) bei der Brennstoff-Förderung der Slurry keine absolute Konstanz im Brennstoff-Input erreichbar ist.

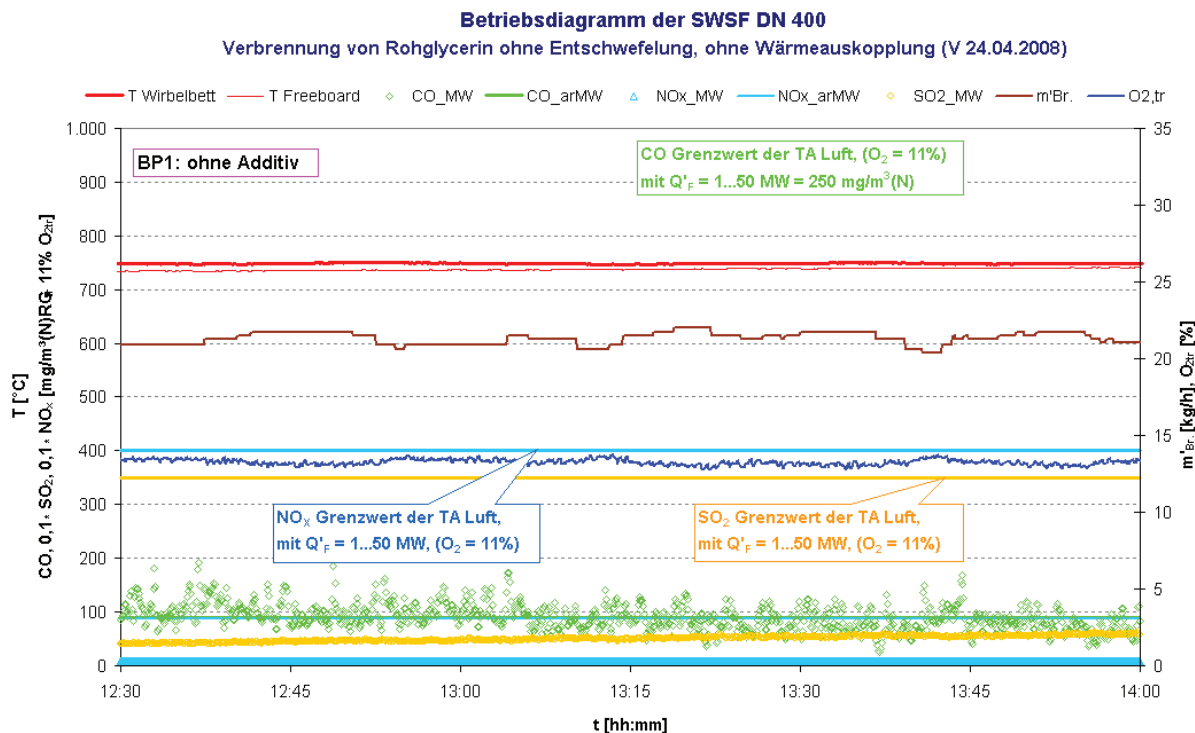


Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 1

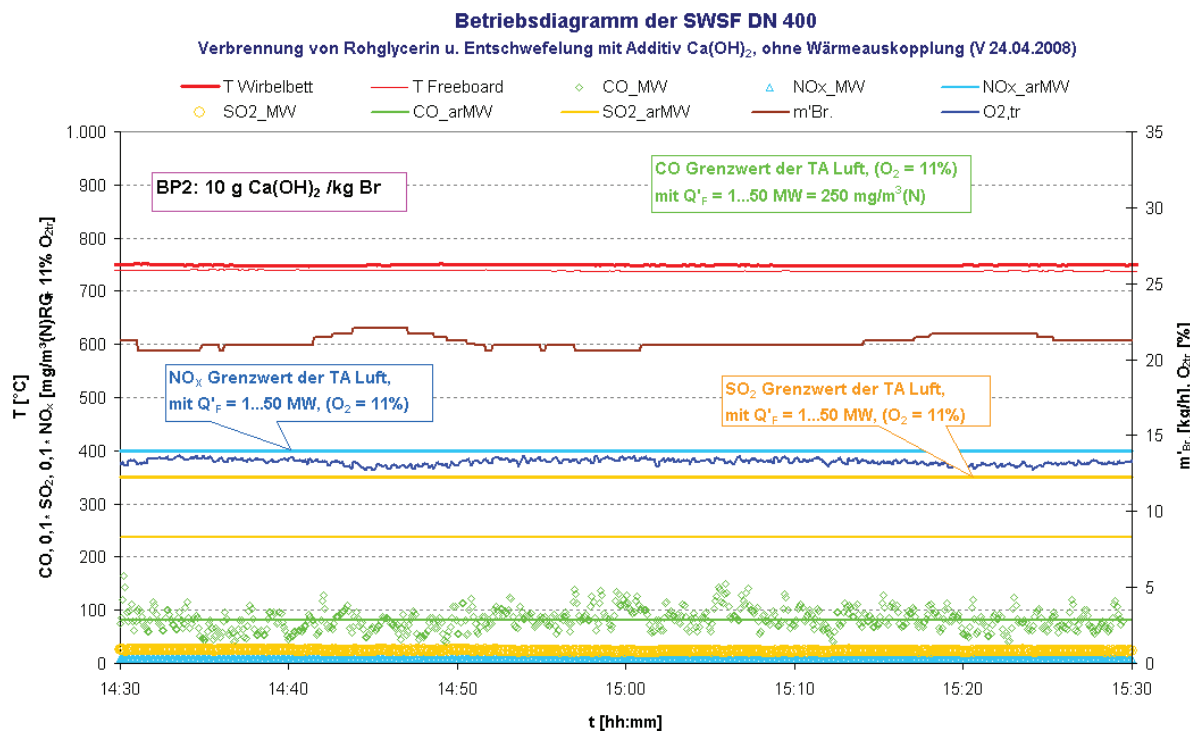


Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 2

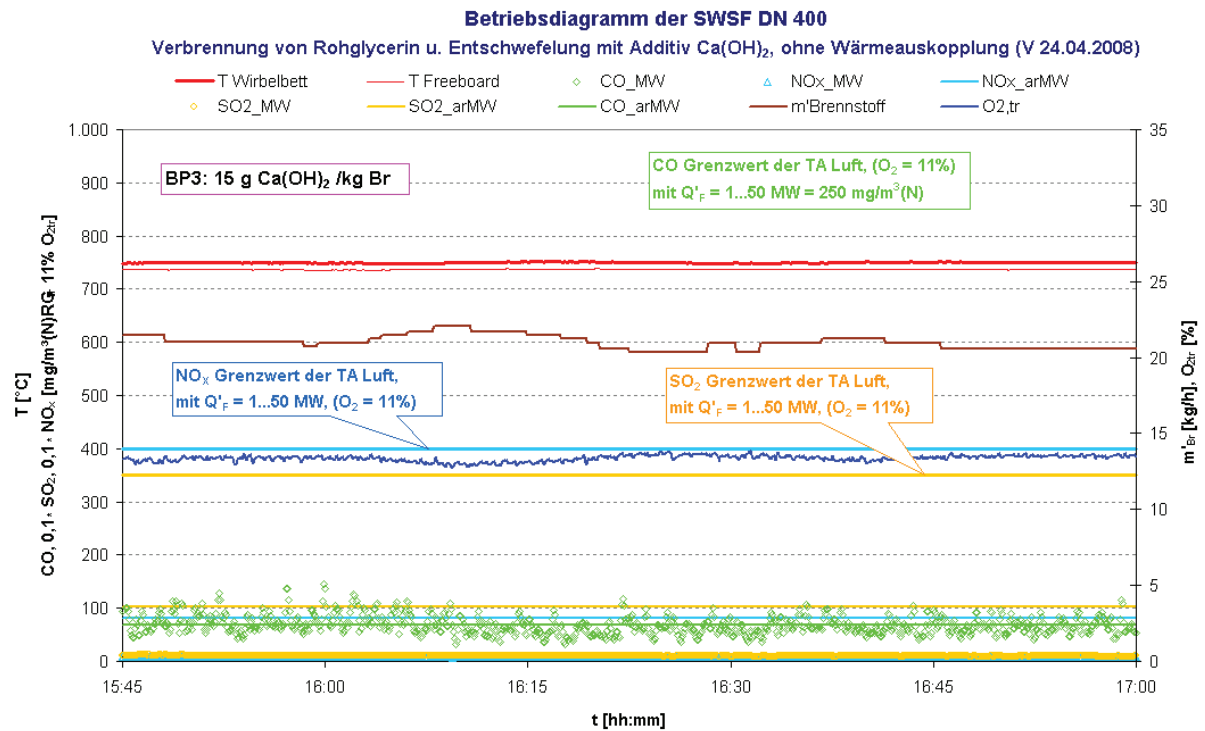


Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 3

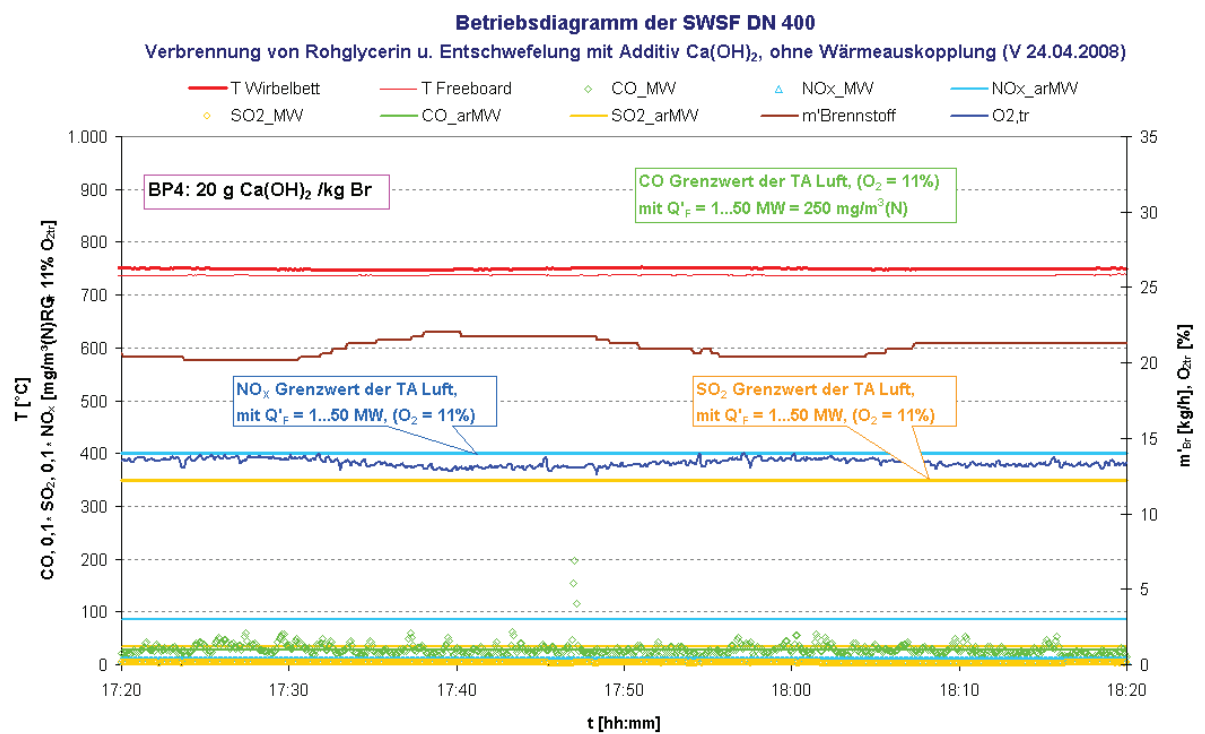


Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 4

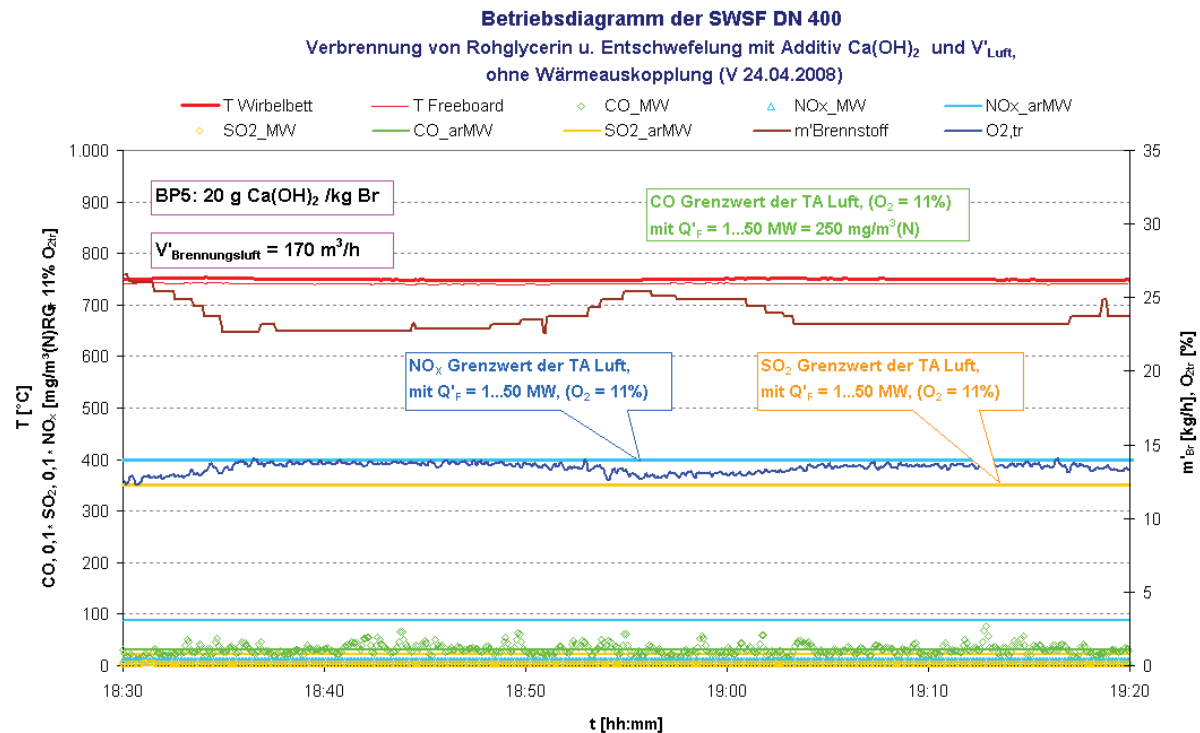


Abbildung 6: Diagramm des Betriebspunkts 5

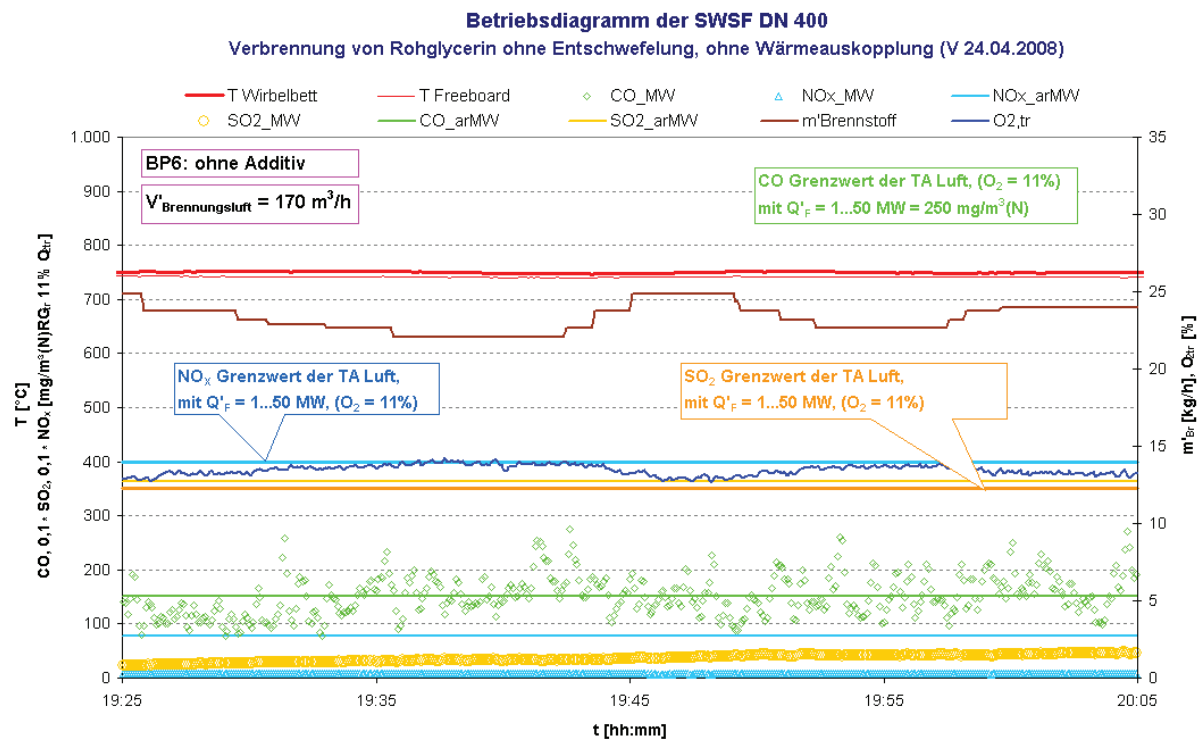


Abbildung 7: Diagramm des Betriebspunkts 6

Anhang 3.2. Betriebsdiagramme des Tests zur Verbrennung von verschiedenen festen Brennstoffen; Verbrennung ohne Wärmeauskopplung

Die Abbildungen 1 bis 5 zeigen die Diagramme der Betriebspunkte (BP) des Verbrennungsprozesses. Die Betriebspunkte unterscheiden sich durch den verwendeten Brennstoff:

- Rapsextraktionsschrot (BP1)
- Mischbrennstoff (80 % Rapsextraktionsschrot und 20% Hanfschäben) (BP2)
- Strohriketts (BP3)
- Hanfschäbenriketts (BP4)
- saubere Kakaoschalenriketts (BP5).

Die Konzentration der Abgasemissionen wird im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($O_{2,Bezug} = 11\%$) bewertet.

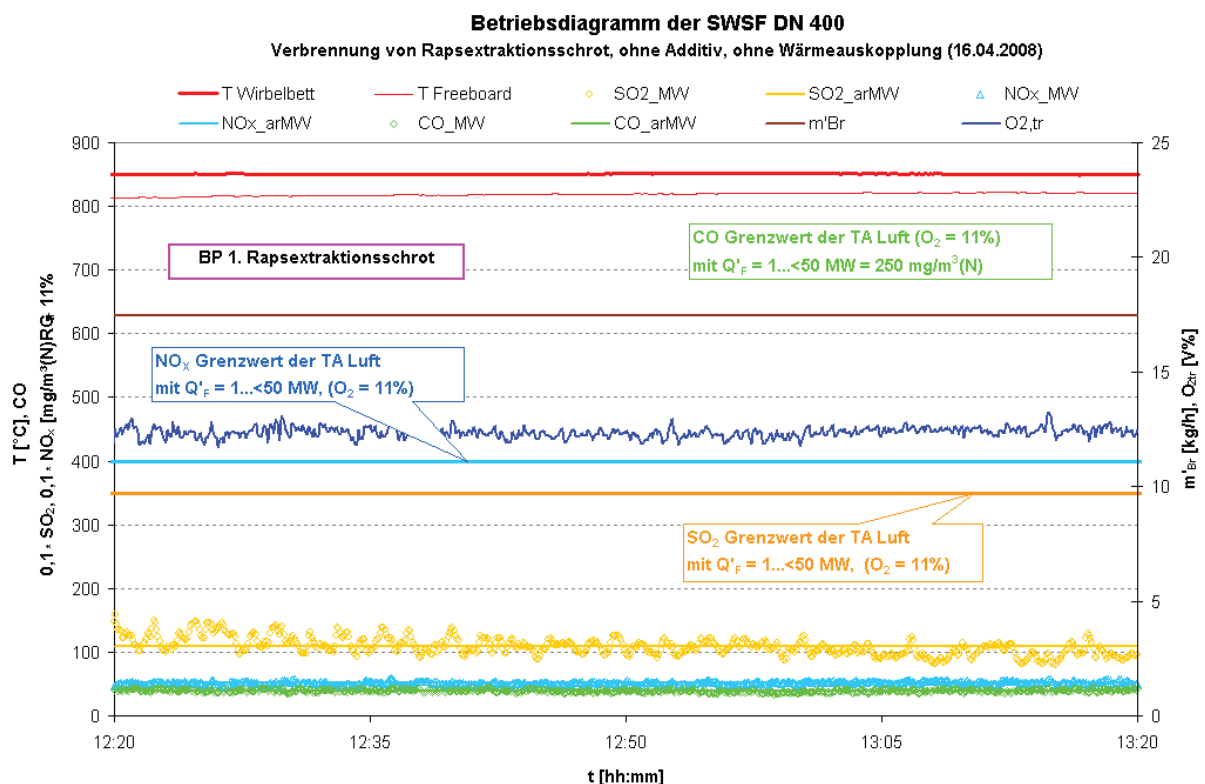


Abbildung 1: Diagramm des Betriebspunkts 1 (Rapsextraktionsschrot)

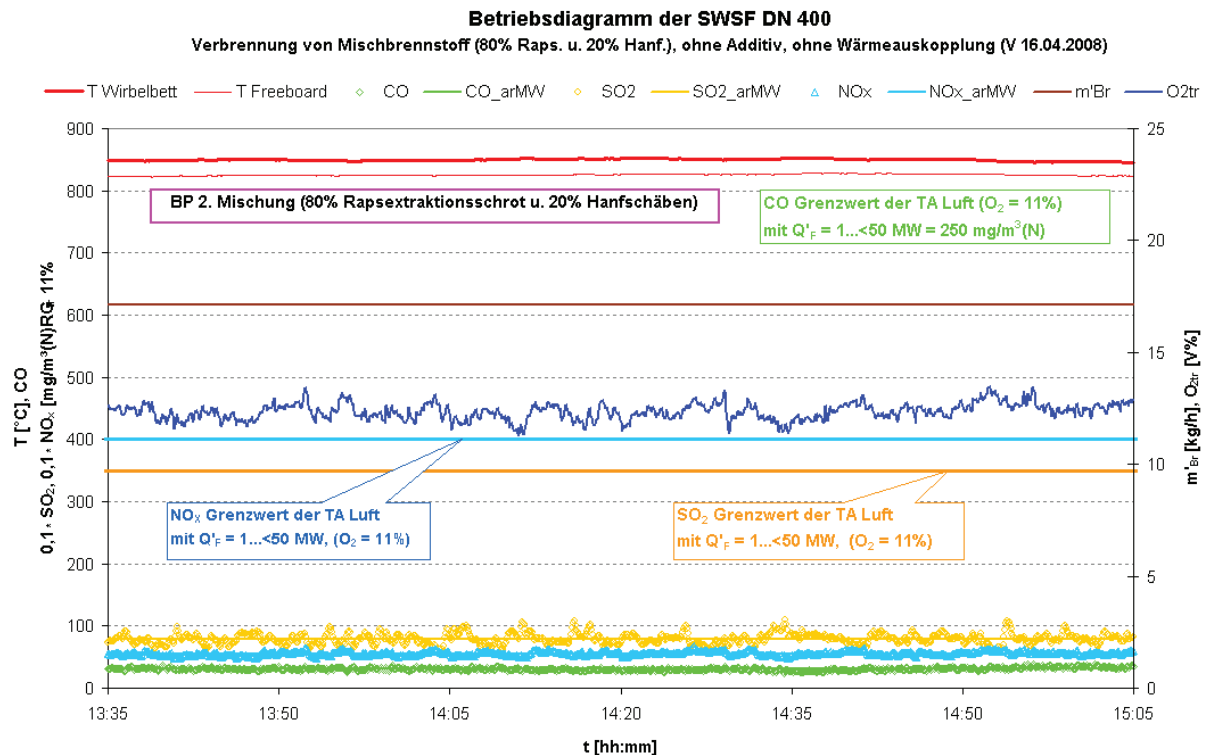


Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 2 (Mischbrennstoff)

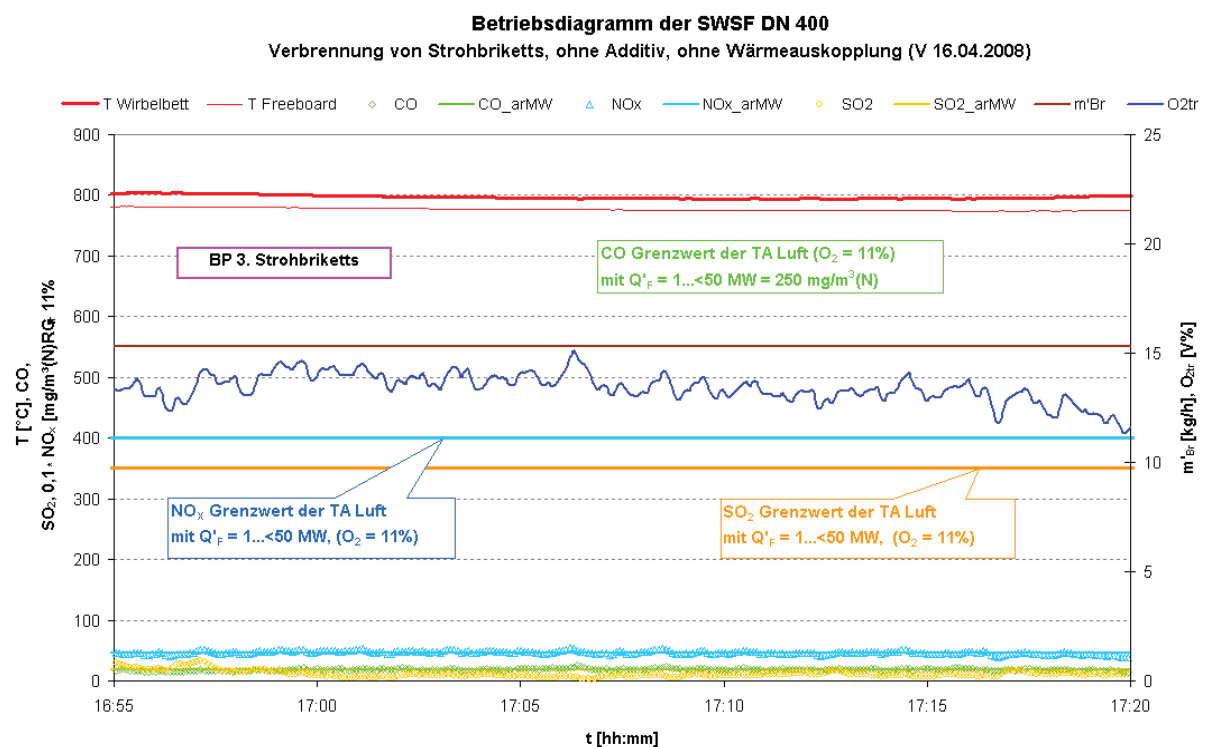


Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 3 (Strohriketts)

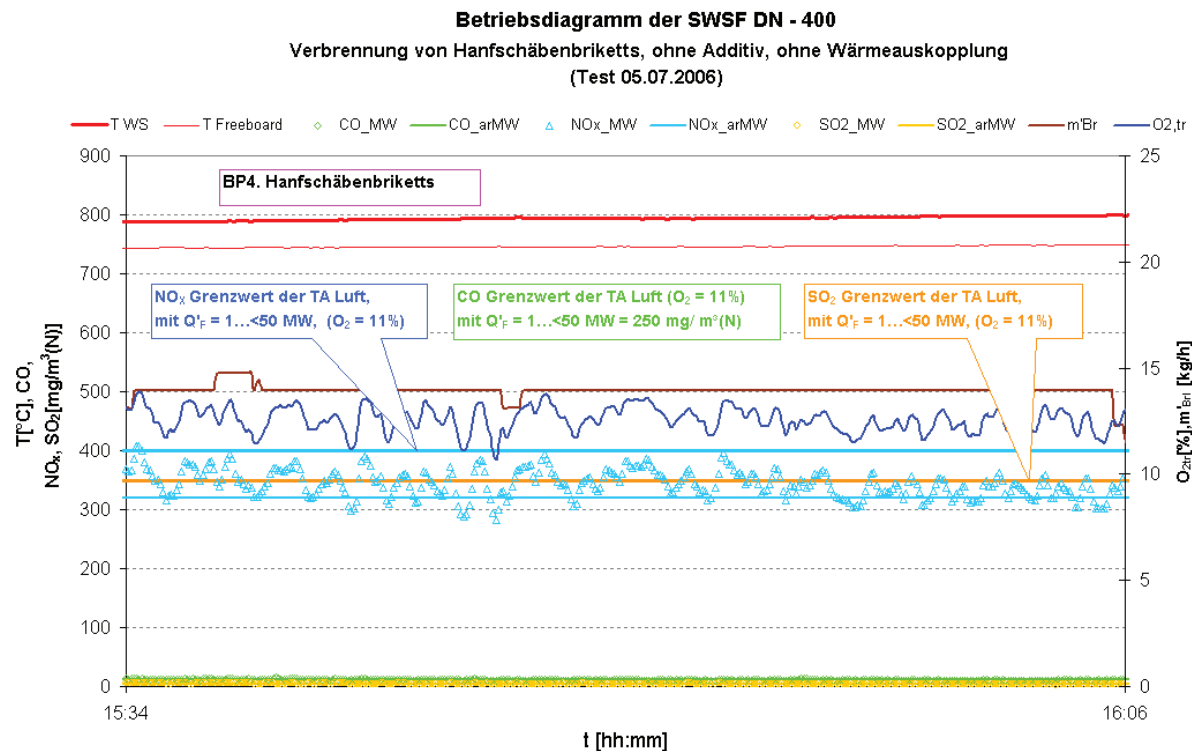


Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 4 (Hanfschäbenbriketts)

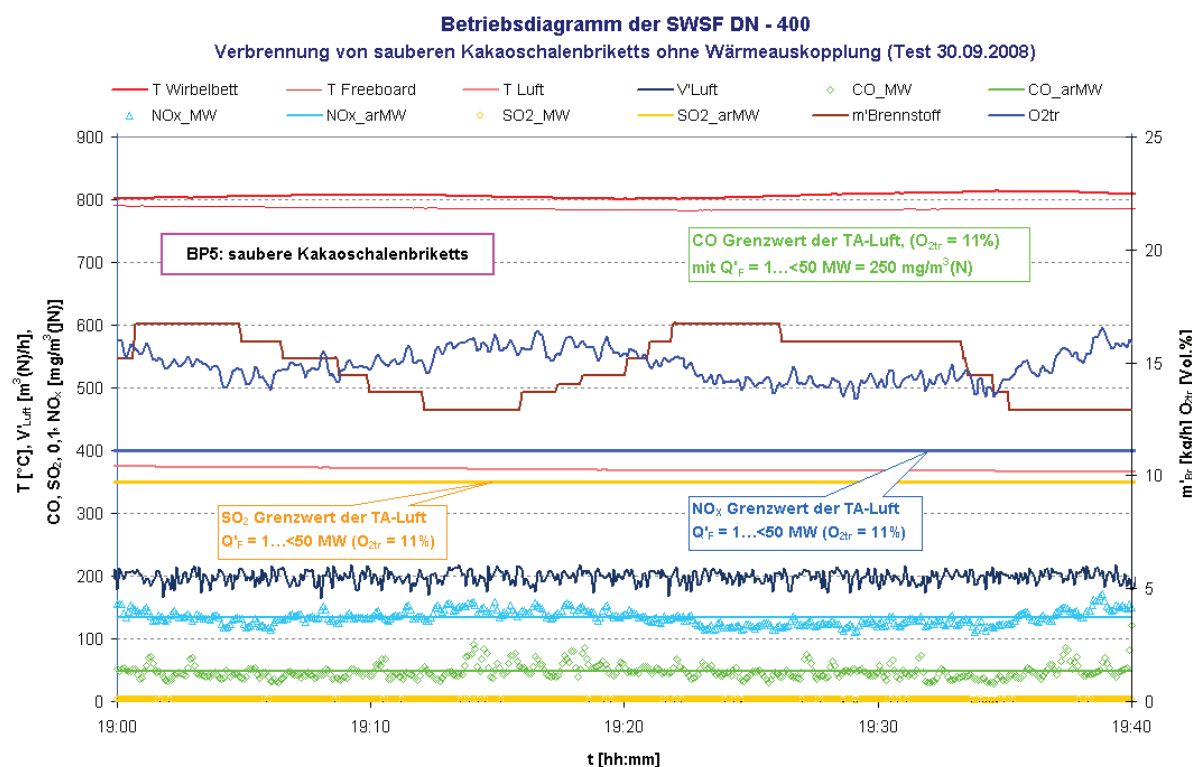


Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 5 (saubere Kakaoschalenbriketts)

Anhang 3.3: Betriebsdiagramme des Tests Verbrennung von Rapsextraktionsschrot mit Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager (V 12.12.2007)

Die Abbildungen 1 bis 6 zeigen das Gesamtdiagramm und die Betriebspunkte des Versuchsprozesses. Es wurden 5 verschiedene Betriebspunkte (BP) gemessen. Bei den BP1 bis BP4 wurde die Verbrennung mit Wärmeauskopplung aus dem Wirbelbett untersucht. Zu Versuchsende BP5 wurde ohne Wärmeauskopplung verbrannt. Die Konzentration der Abgasemissionen wird im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($O_{2, \text{Bezug}} = 11\%$) bewertet. Mit Wärmeauskopplung (BP 1-4) kann die NO_x -Konzentration im Rauchgas unter den Grenzwert der TAL-02 gesenkt werden. Das Ergebnis zeigt, dass bei entsprechend hoher Wärmeleistungsauskopplung eine schnelle Absenkung der NO_x -Konzentration erreicht wird. Hiermit wurden die Messwerte der NO_x -Konzentration signifikant kleiner als der Grenzwert der TA-Luft (TA-Luft- Grenzwert ist $400 \text{ mg/m}^3(\text{N})$ RG, wenn $O_{2\text{tr}} = 11 \text{ Vol. } \%$).

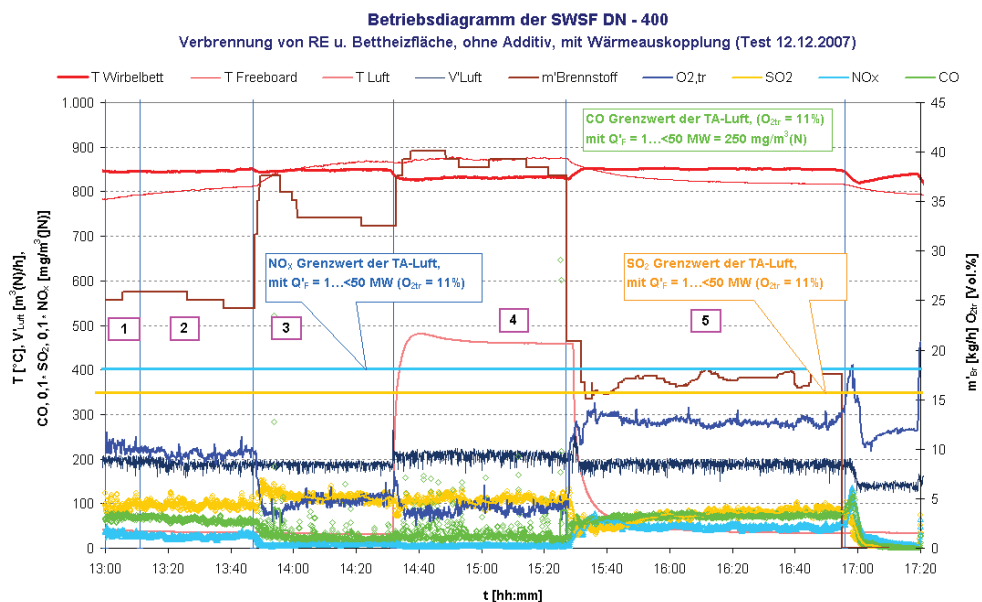


Abbildung 1: Gesamtdiagramm der Betriebspunkte des Verbrennungsprozesses

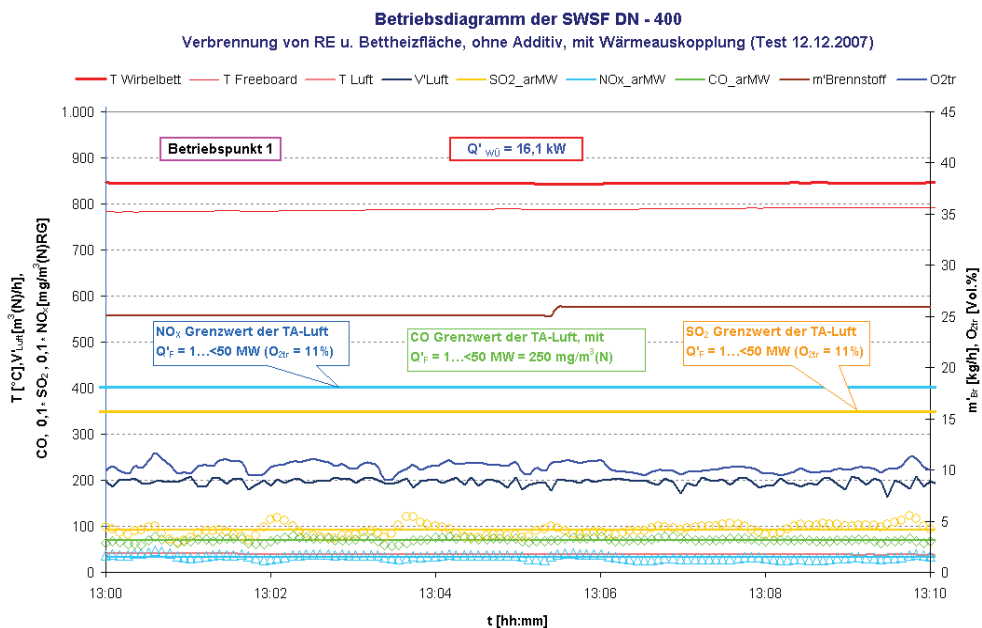


Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 1

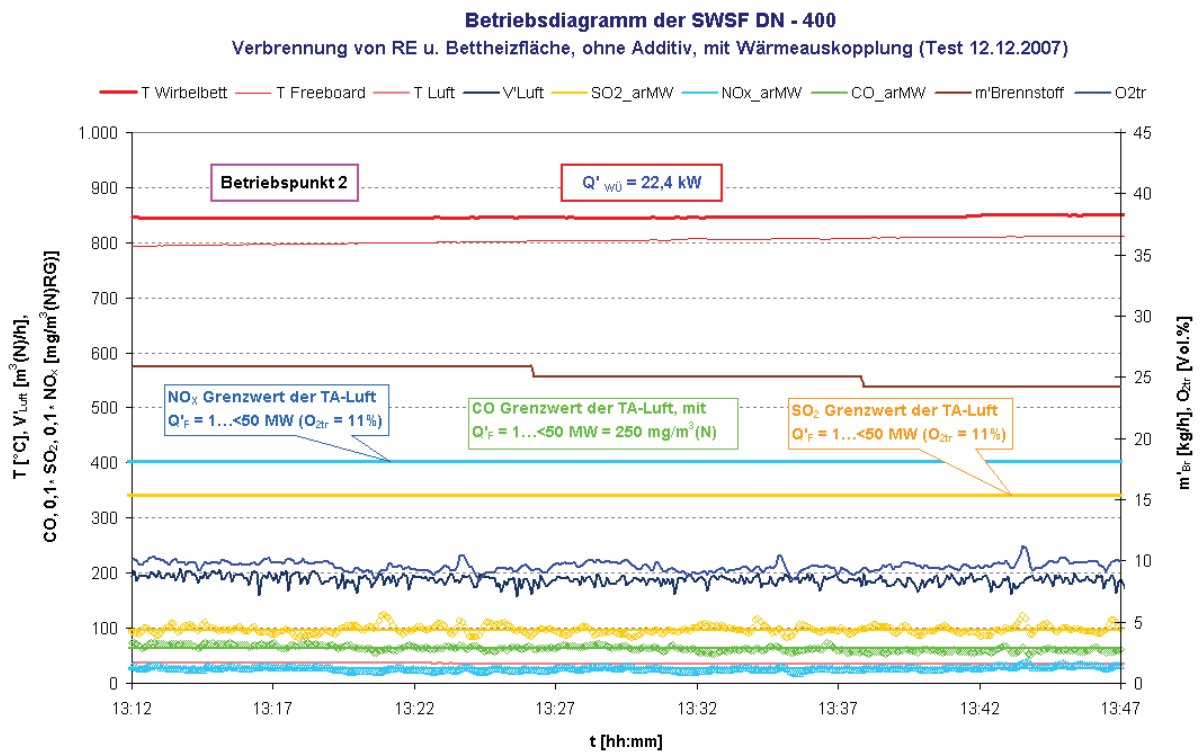


Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 2

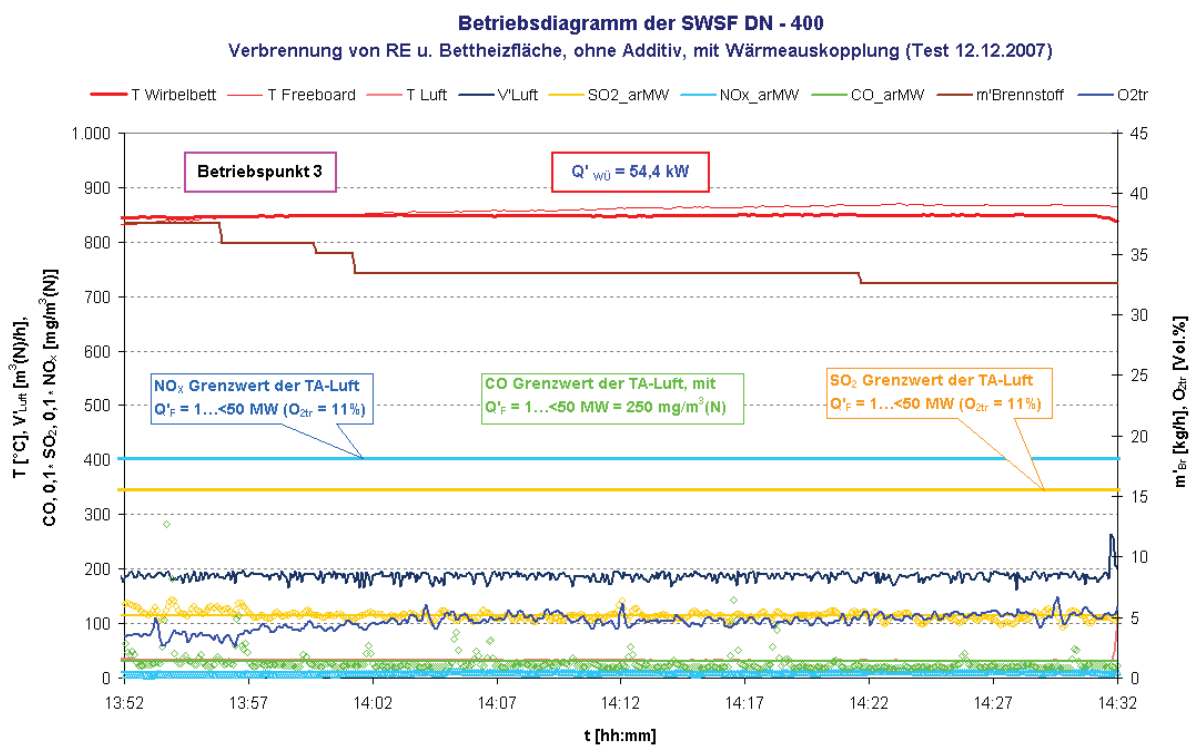


Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 3

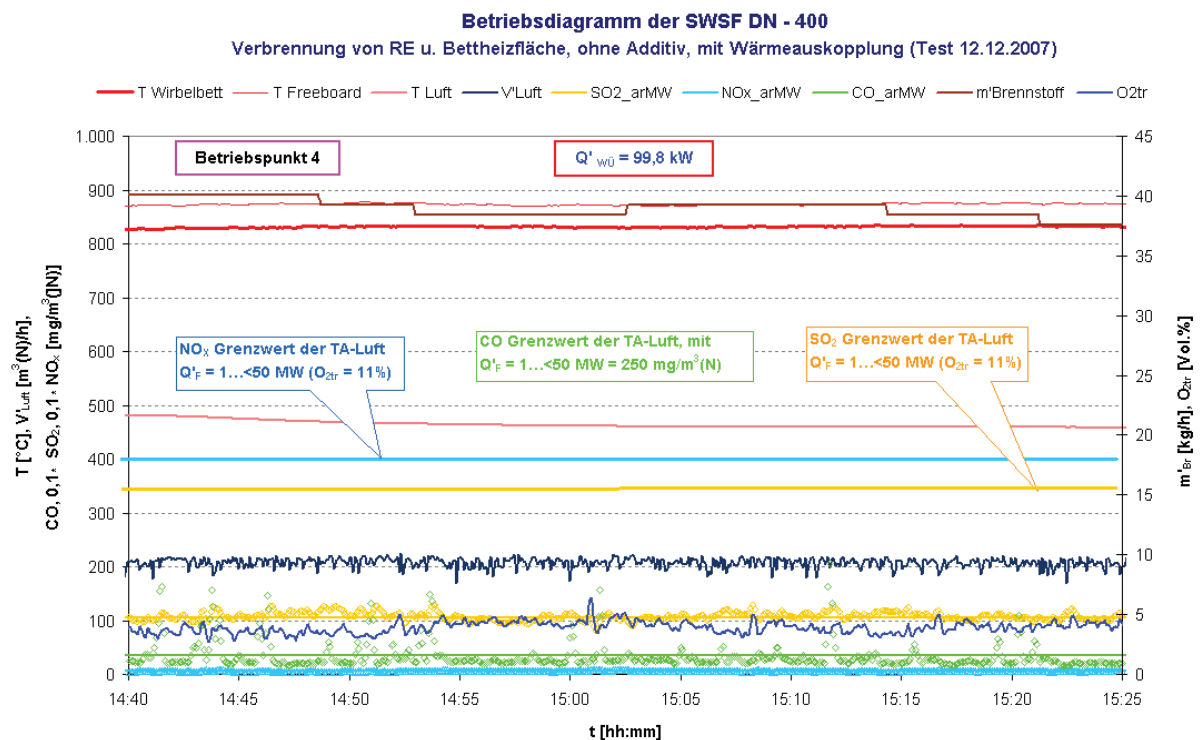


Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 4

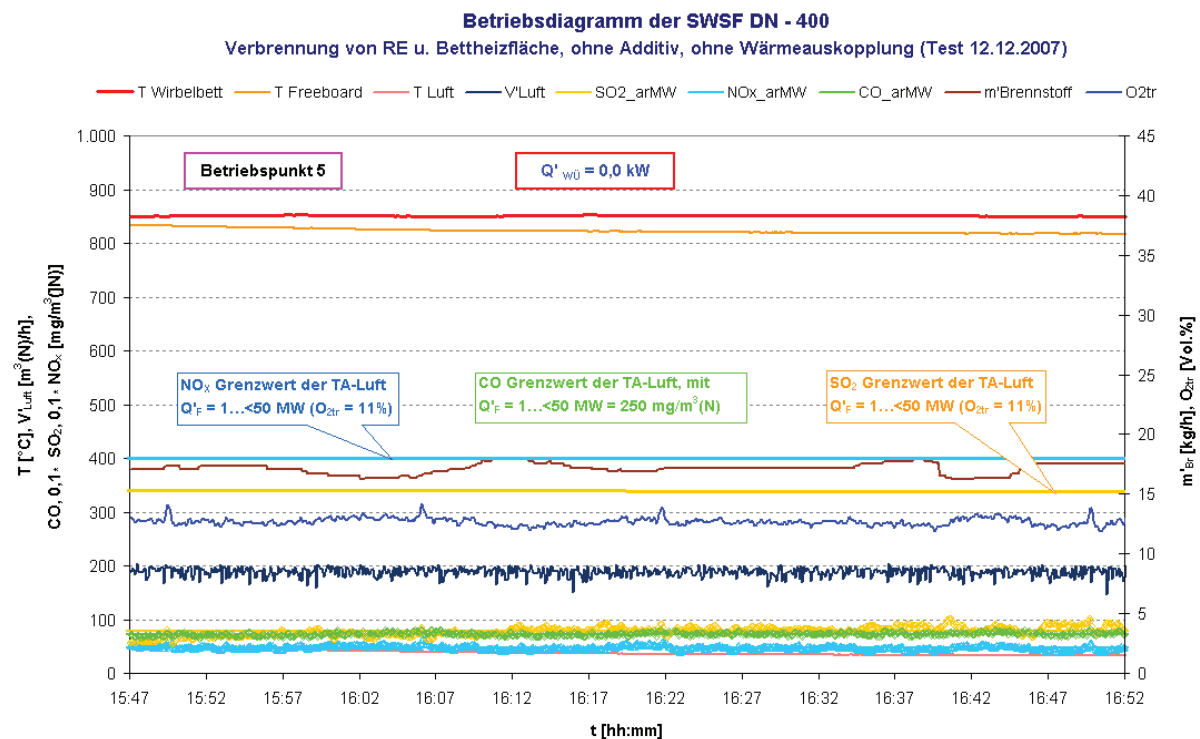


Abbildung 6: Diagramm des Betriebspunkts 5

Anhang 3.4: Betriebsdiagramme des Tests zur Verbrennung von verschiedenen festen Brennstoffen mit variabler Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager (V 30.09.2008 und V 16.10.2008)

Die Abbildungen 1 bis 10 zeigen die Diagramme der Betriebsphasen (BPh) des Verbrennungsprozesses. Die Betriebsphasen unterscheiden sich durch den eingesetzten Brennstoff:

- mit Rapsextraktionsschrot (BPh 1) wurden 3 verschiedene Betriebspunkte (BP1.1 - BP1.3) untersucht,
- Mischbrennstoff (Mix) aus 80 % Rapsextraktionsschrot und 20 % Hanfschäben (BPh 2),
- mit Mix 1 aus 57 % Rapsextraktionsschrot und 43 % Hanfschäben (BPh 3) wurden 2 verschiedene Betriebspunkte (BP3.1 und BP3.2) untersucht,
- mit Mix 2 aus 30 % Rapsextraktionsschrot und 70 % Hanfschäben (BPh 4) wurden 3 verschiedene Betriebspunkte (BP4.1 - BP4.3) untersucht.

Die Konzentration der Abgasemissionen wird im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($O_{2, \text{Bezug}} = 11\%$) bewertet.

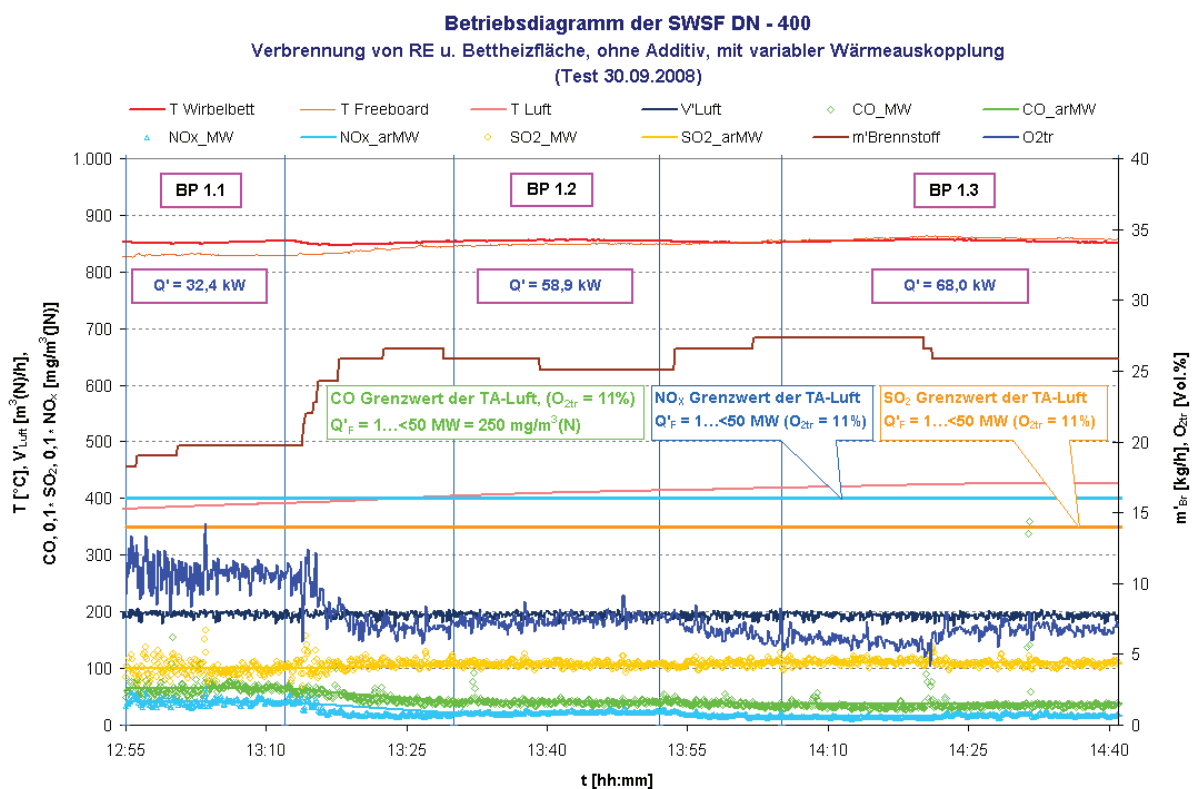


Abbildung 1: Diagramm der Betriebsphase 1 (Brennstoff: Rapsextraktionsschrot)

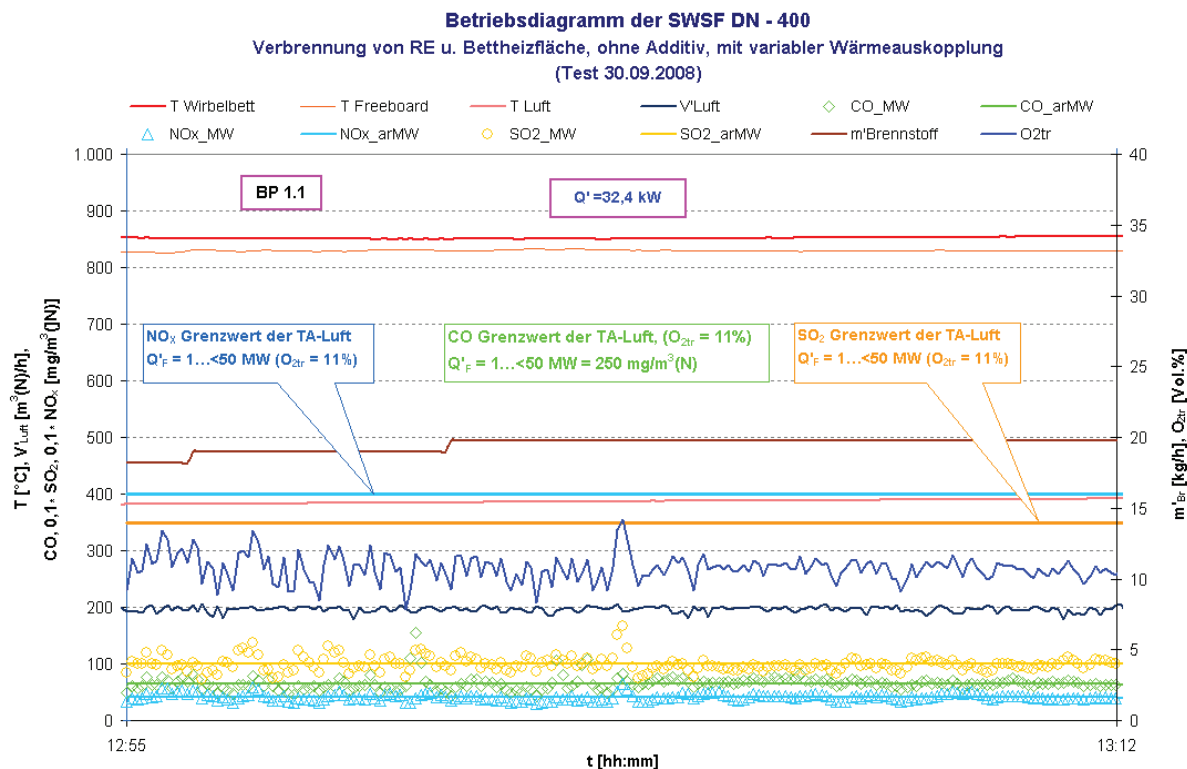


Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 1.1 (Brennstoff: Rapsextraktionsschrot)

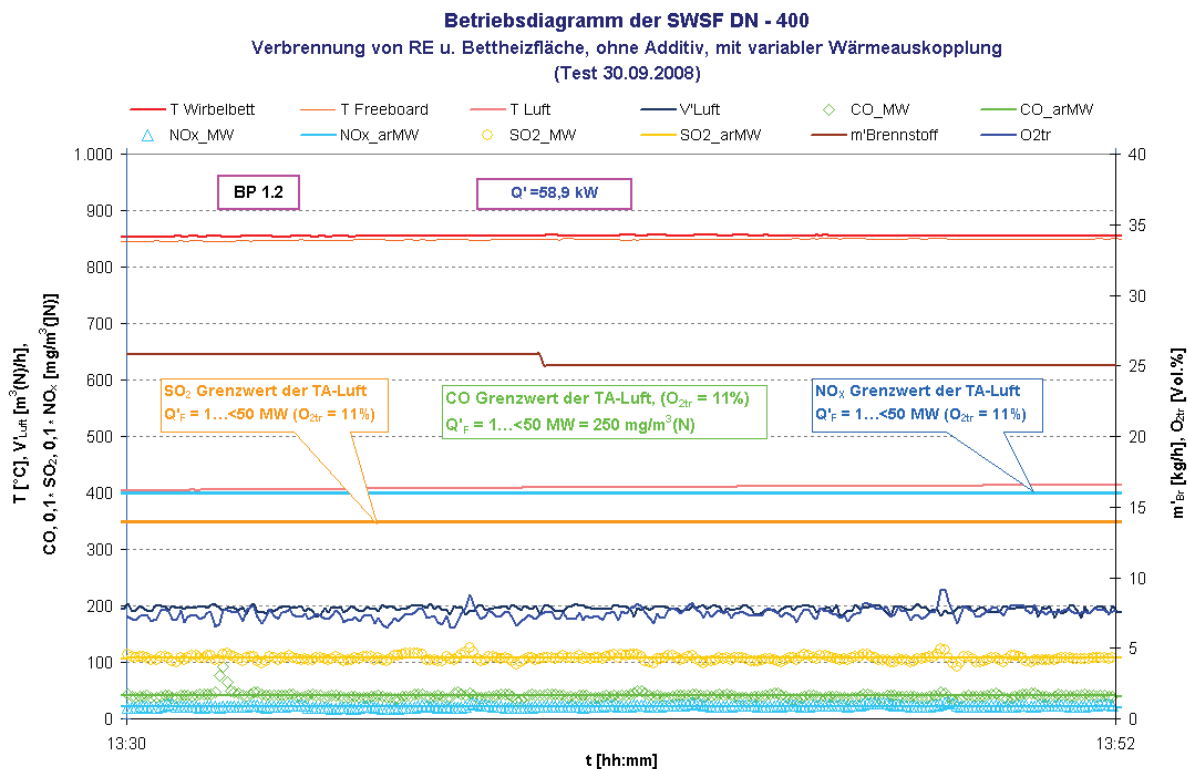


Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 1.2 (Brennstoff: Rapsextraktionsschrot)

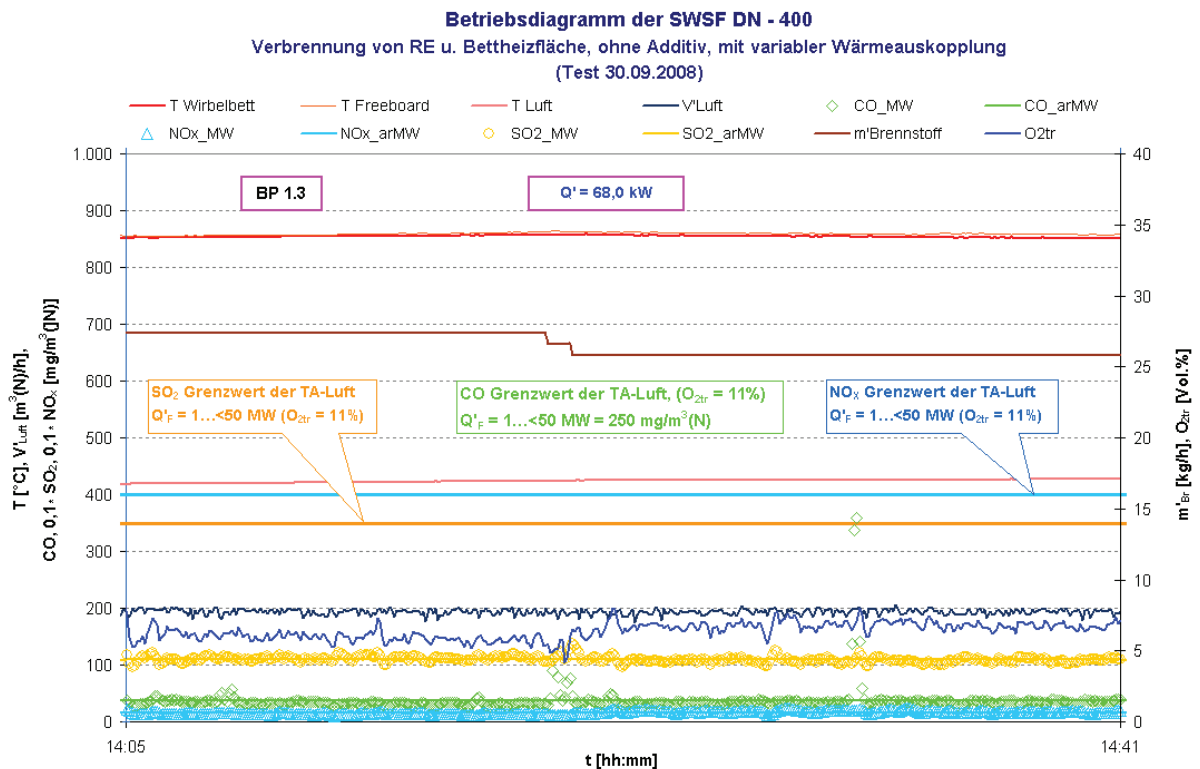


Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 1.3 (Brennstoff: Rapsextraktionsschrot)

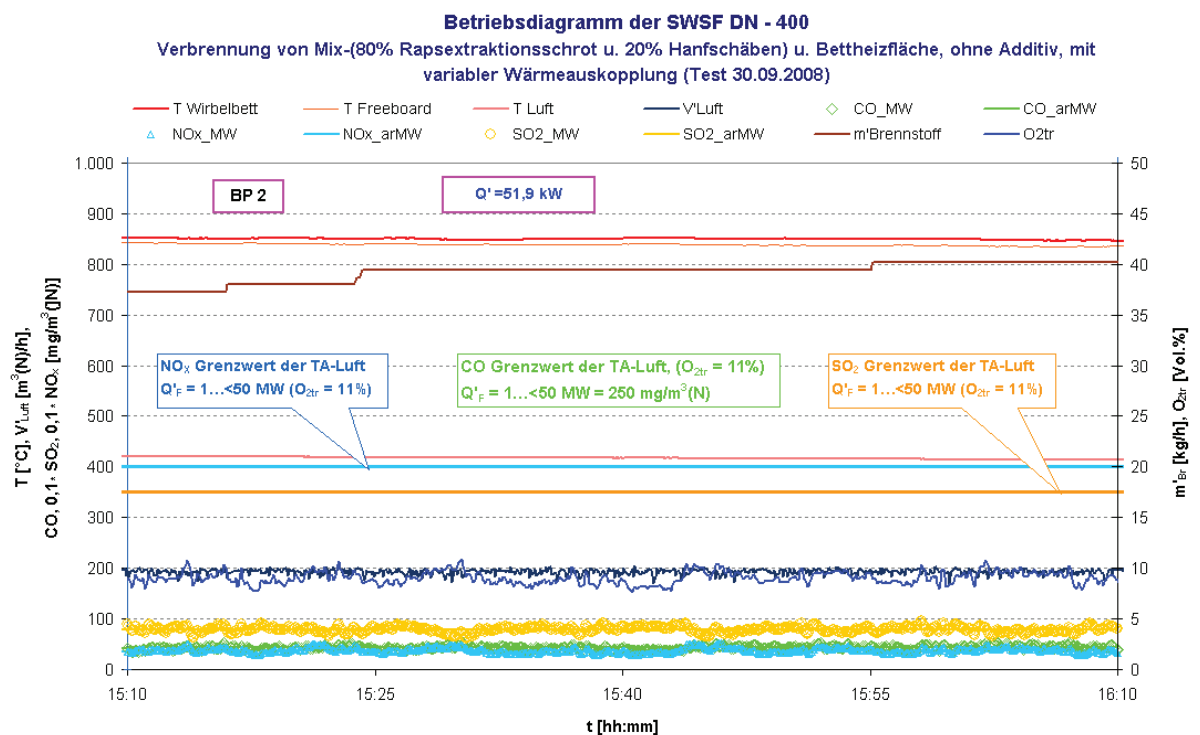


Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 2 (Brennstoff: Mix)

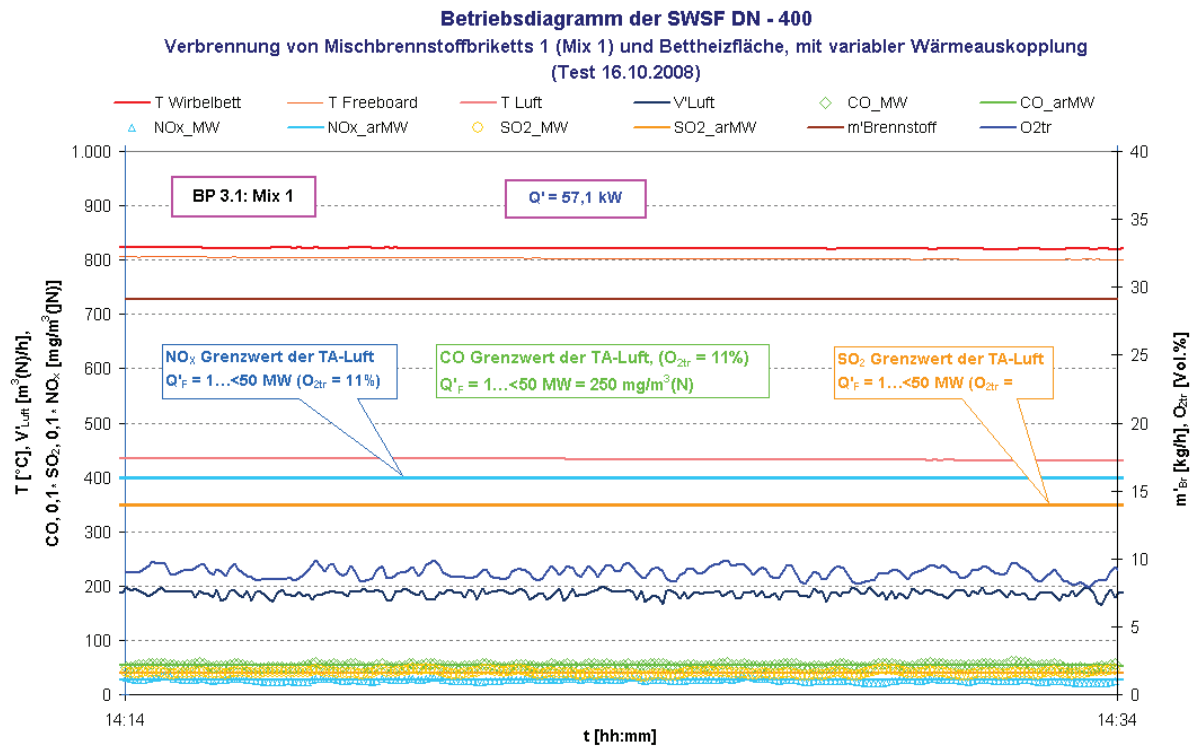


Abbildung 6: Diagramm des Betriebspunkts 3.1 (Brennstoff: Mix 1)

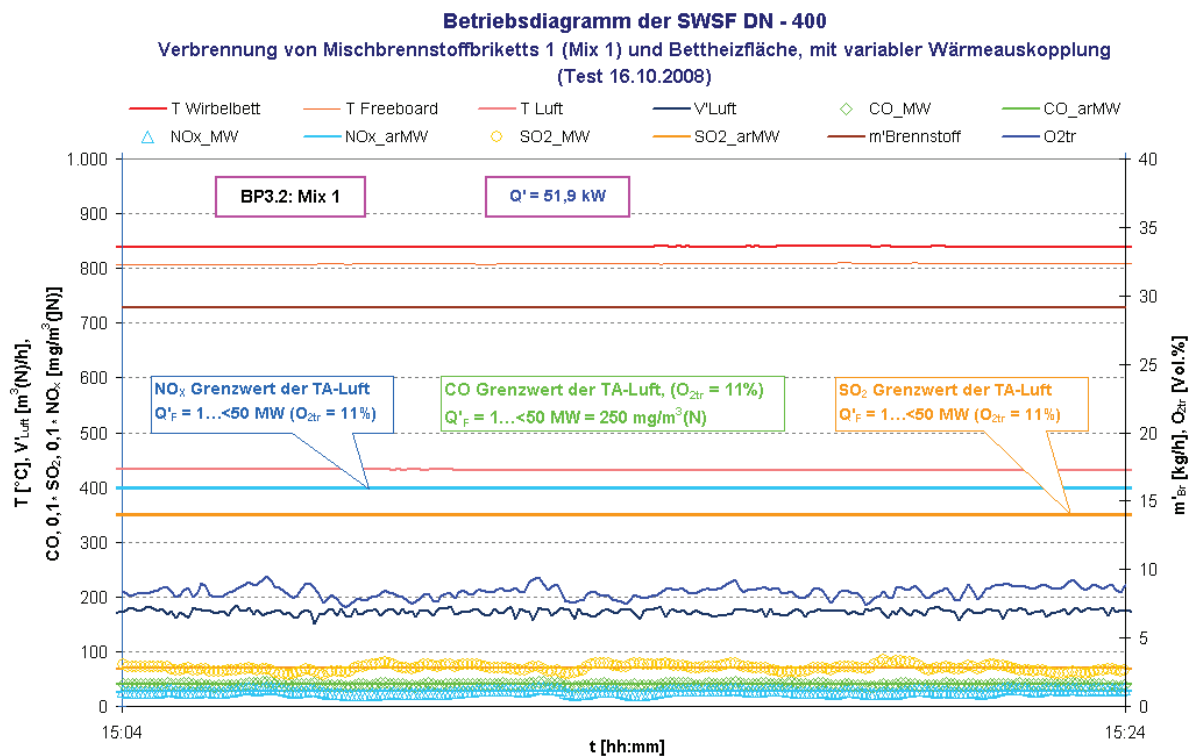


Abbildung 7: Diagramm des Betriebspunkts 3.2 (Brennstoff: Mix 1)

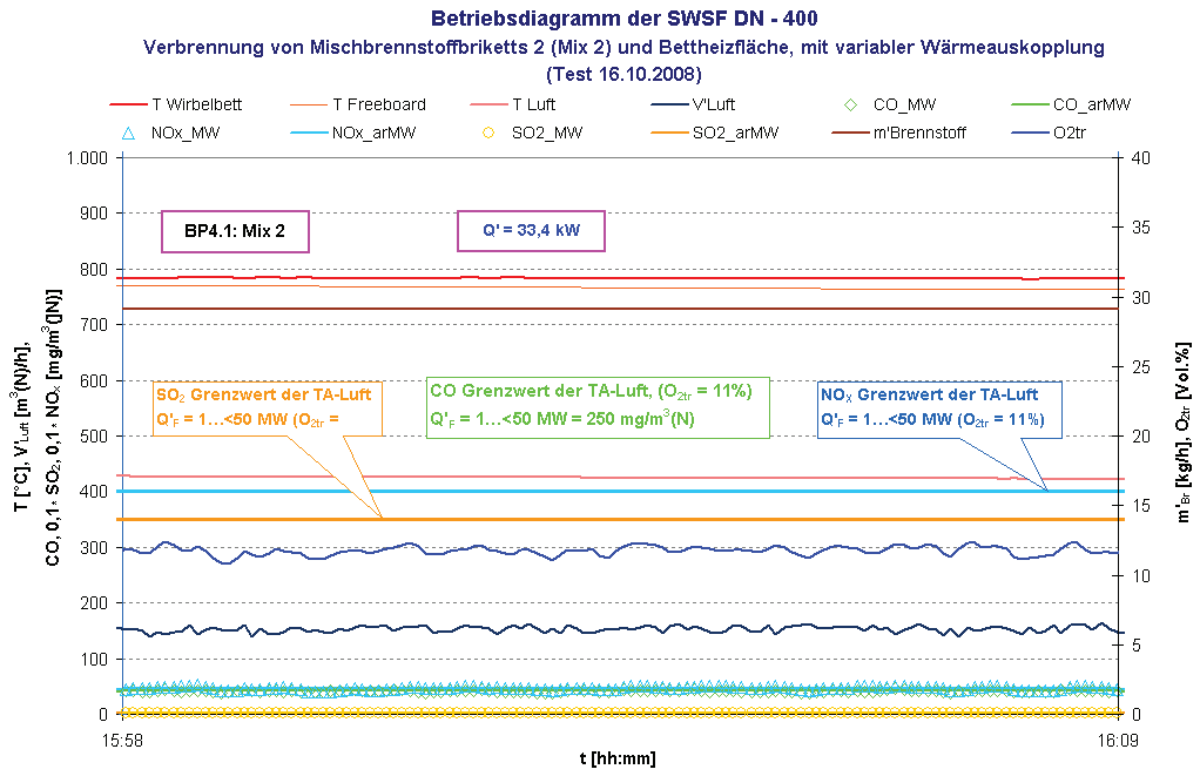


Abbildung 8: Diagramm des Betriebspunkts 4.1 (Brennstoff: Mix 2)

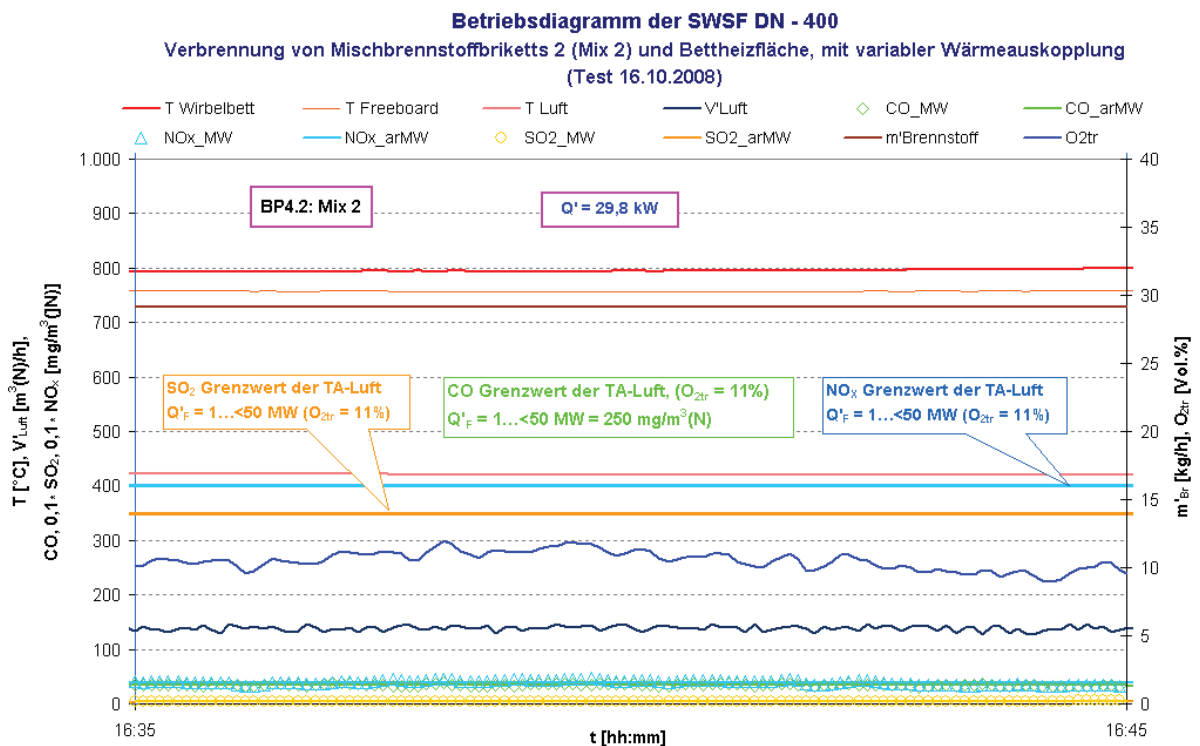


Abbildung 9: Diagramm des Betriebspunkts 4.2 (Brennstoff: Mix 2)

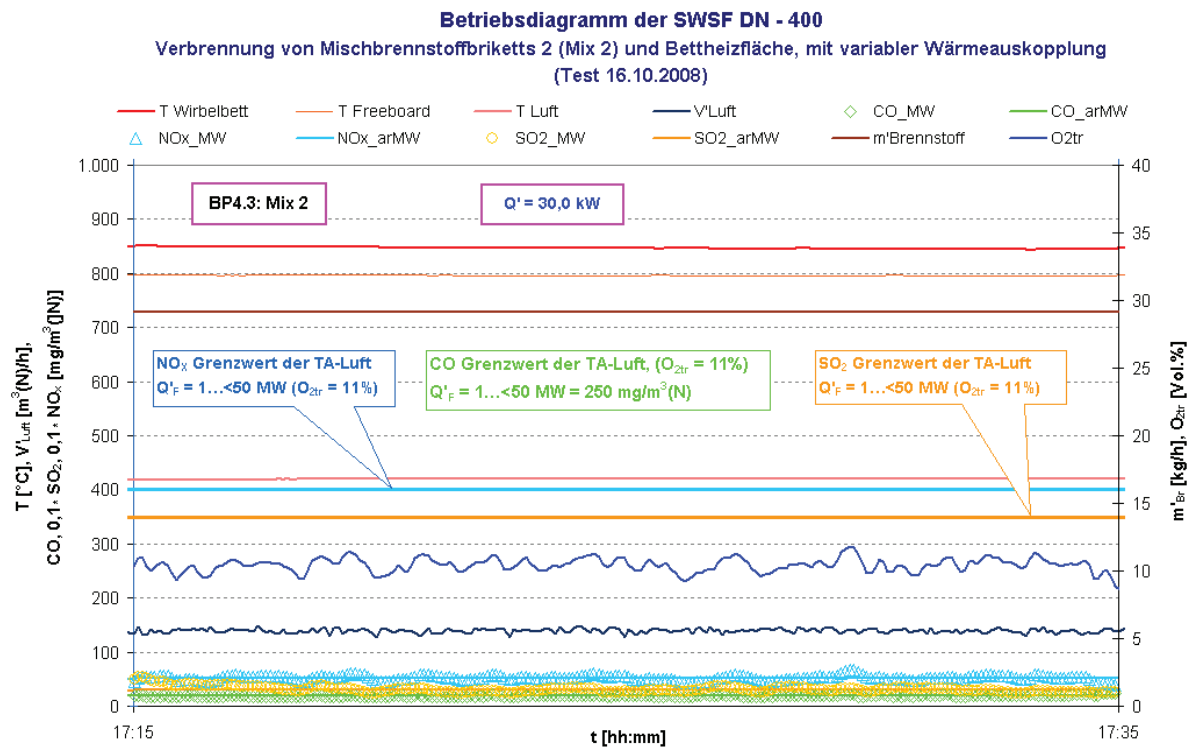


Abbildung 10: Diagramm des Betriebspunkts 4.3 (Brennstoff: Mix 2)

Anhang 3.5: Betriebsdiagramme des Tests zur Verbrennung von sauberen und verschmutzten Kakaoschalenbriketts mit variabler Wärmeauskopplung mit einem Wärmeübertrager (V 30.09.2008 und V 16.10.2008)

Die Abbildungen 1 bis 5 zeigen die Diagramme der Betriebsphasen (BPh) des Verbrennungsprozesses:

- mit sauberen Kakaoschalenbriketts (BPh 1) wurden 2 verschiedene Betriebspunkte (BP1.1 und BP1.2) untersucht.
- mit verschmutzten Kakaoschalenbriketts (BPh 2) wurden 2 verschiedene Betriebspunkte (BP2.1 und BP2.2) untersucht.
- mit sauberen Kakaoschalenbriketts (BPh 3) wurde nur 1 Betriebspunkt untersucht.

Die Konzentration der Abgasemissionen wird im Vergleich mit den Grenzwerten der TAL-02 ($O_{2,Bezug} = 11\%$) bewertet.

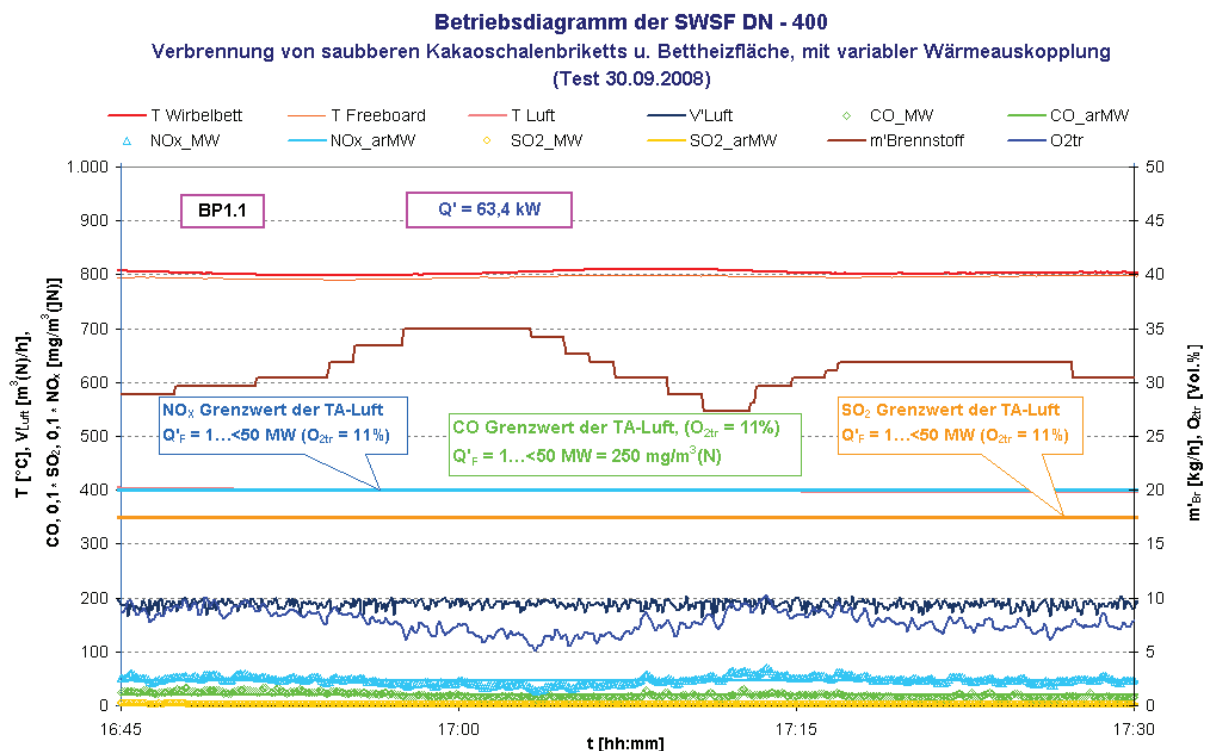


Abbildung 1: Diagramm des Betriebspunkts 1.1 (Brennstoff: saubere Kakaoschalenbriketts)

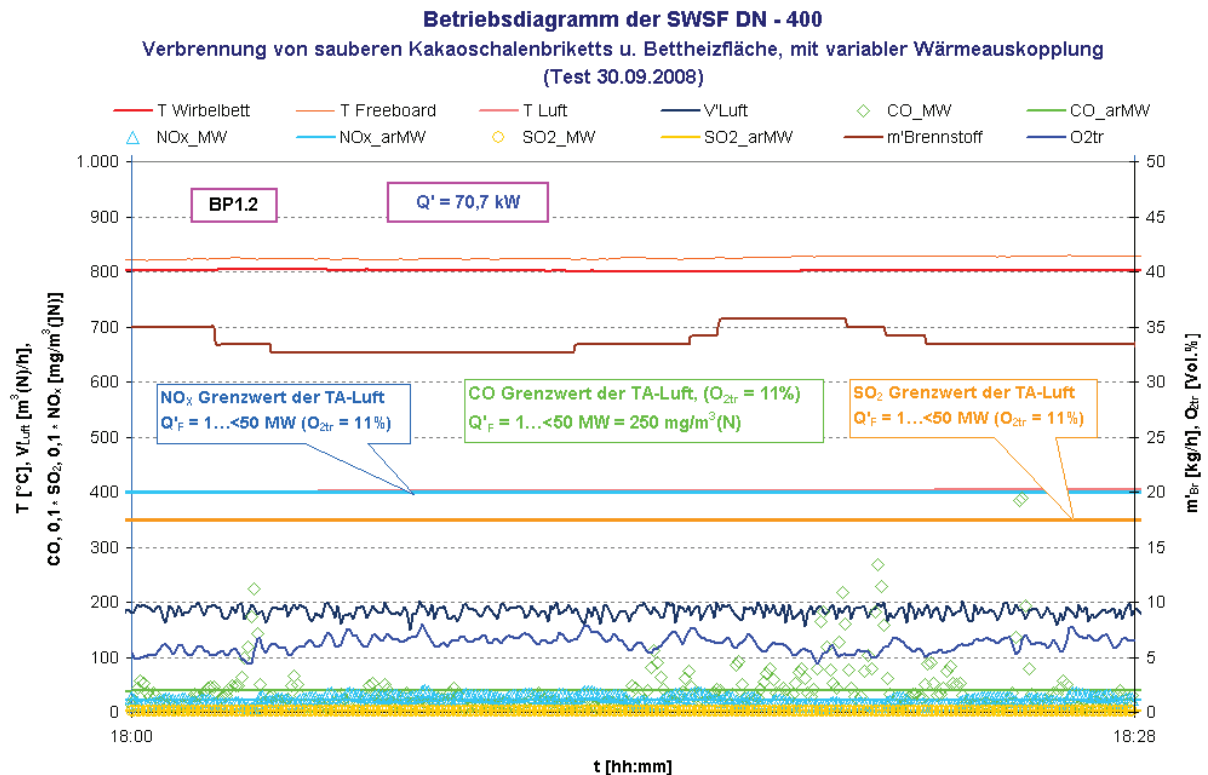


Abbildung 2: Diagramm des Betriebspunkts 1.2 (Brennstoff: saubere Kakaoschalenbriketts)

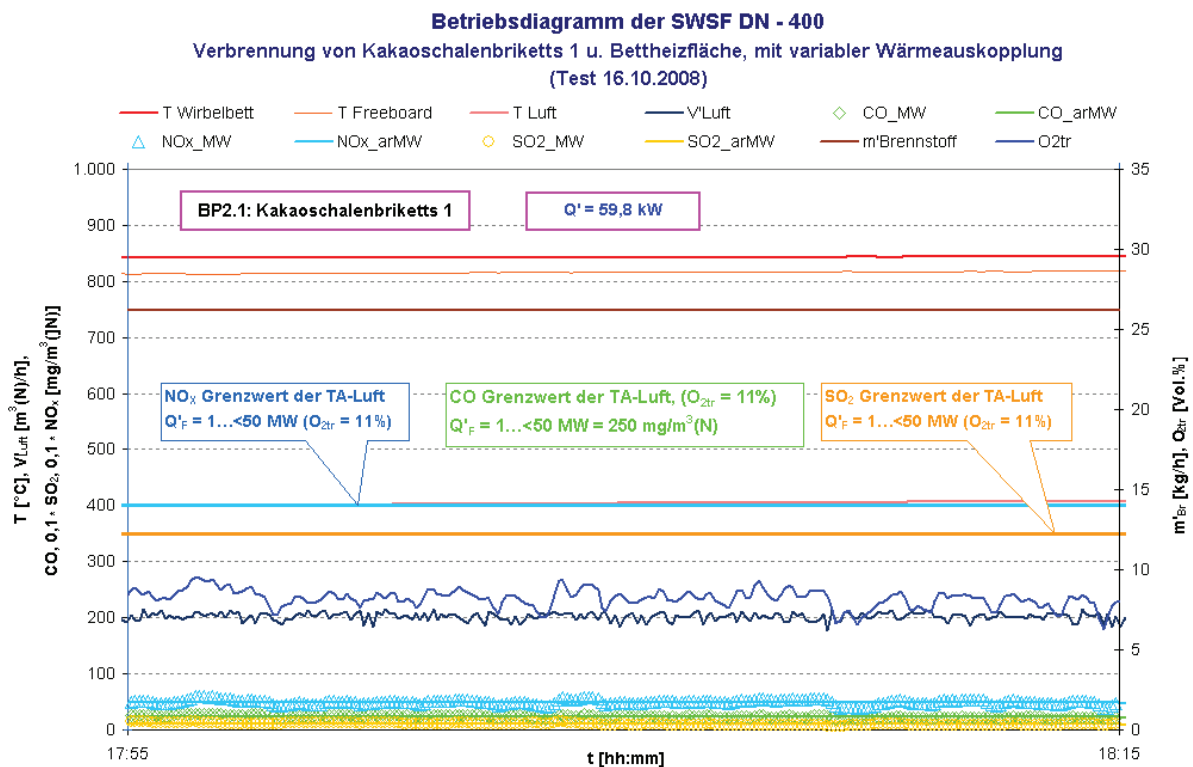


Abbildung 3: Diagramm des Betriebspunkts 2.1 (Brennstoff: verschmutzte Kakaoschalenbriketts)

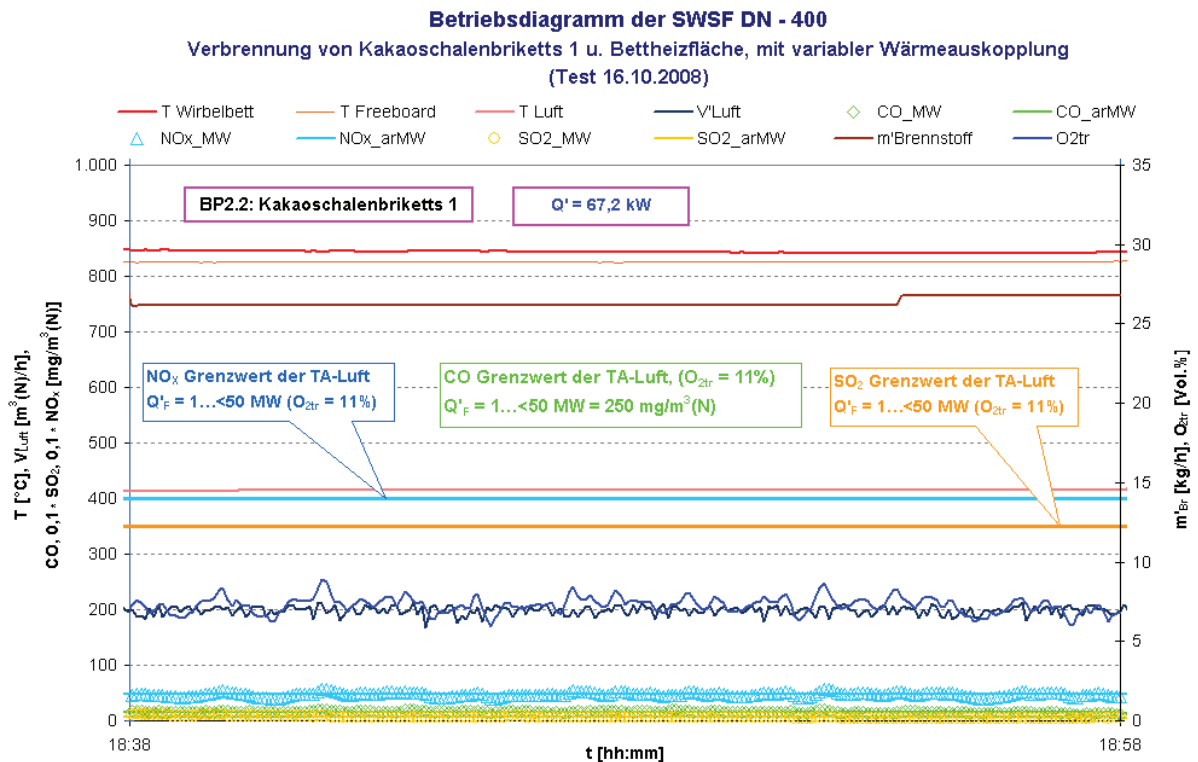


Abbildung 4: Diagramm des Betriebspunkts 2.2 (Brennstoff: verschmutzte Kakaoschalenbriketts)

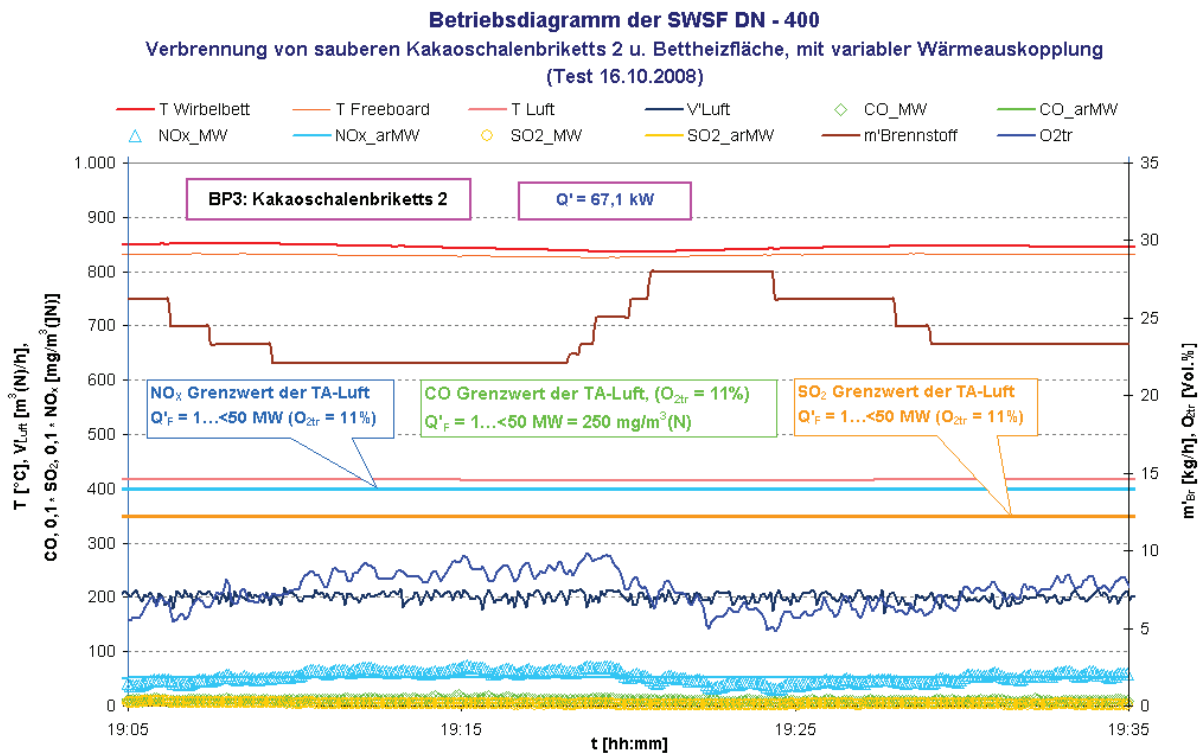


Abbildung 5: Diagramm des Betriebspunkts 3 (Brennstoff: saubere Kakaoschalenbriketts)

Anhang 3.6: Übersicht der Messstellen der SWSF DN 400
Stand: Januar 2009

Messtelle	Kurzzeichen	Messverfahren	Einheit
Temperatur Düsenboden	TIR 101	thermoelektrisch, TC	°C
2. Temperatur Reaktor	TIR 102	thermoelektrisch, TC	°C
3. Temperatur Reaktor	TIR 103	thermoelektrisch, TC	°C
4. Temperatur Reaktor	TIR 104	thermoelektrisch, TC	°C
5. Temperatur Reaktor	TIR 105	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Freeboard	TIR 106	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Rauchgas (ZIROX)	TIR 107	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Rauchgas nach Zyklon	TIR 108	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Rauchgas vor W1	TIR 109	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Rauchgas zwischen WÜ	TIR 110	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Rauchgas nach W2	TIR 111	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Luft nach Vortex	TIR 121	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Luft zwischen WÜ	TIR 122	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Luft vor Düsenboden	TIR 123	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Luft nach W1	TIR 132	thermoelektrisch, TC	°C
Temperatur Brenngas vor Düsenboden	TIR 133	thermoelektrisch, TC	°C
Differenzdruck über Wirbelschicht	PDIR 201	piezoelektrisch	kPa
Druck nach Vortex	PIR 221	piezoelektrisch	kPa
Druck am Düsenboden	PIR 223	piezoelektrisch	kPa
Volumenstrom Luft (VORTEX)	FIR 321	Auswertung von Wirbeln n. Störung	m³/h
Konzentration O _{2, feucht} (ZIROX)	QIR 401	elektrochemisch, Feststoffelektrolyt	%
Konzentration O _{2, trocken}	QIR 402	paramagnetisch	%
Konzentration CO ₂	QIR 403	fotometrisch, NDIR	%
Konzentration CO	QIR 404	fotometrisch, NDIR	ppm
Konzentration NO	QIR 405	fotometrisch, NDIR	ppm
Konzentration NO ₂	QIR 406	fotometrisch, NDIR	ppm
Konzentration SO ₂	QIR 407	fotometrisch, NDIR	ppm
Konzentration C _{org}	QIR 408	fotometrisch, NDIR	ppm

Tabelle 1: Vietnamesische Emissionsgrenzwerte CO, NO_x u. SO₂ (TCVN 5939: 2005), (Engl. Air quality - Industrial emission standards - Inorganic substances and dusts) ^{*)}

Brennstoff	Bezugs O ₂ -gehalt	Grenzwerte der Abgasemissionen in mg/m³(N) RG					
		CO		NO _x		SO ₂	
		A ¹⁾	B ²⁾	A ¹⁾	B ²⁾	A ¹⁾	B ²⁾
Alle Brennstoffe	11%	1500	500	1500	500	2500	1000

^{*)} -Quelle: <http://www.nea.gov.vn/TCVNMT/Tracuu.aspx?IDLoai=2&selection=1>

http://www.nea.gov.vn/TCVNMT/ToanVan/TCVN_5939-2005.pdf

oder: http://www.nea.gov.vn/TCVNMT/ToanVan/TCVN%205939_1995.htm

1) A - für Neuanlagen

2) B - für Altanlagen

Literatur

- /1/. PHAM, VAN LANG and THANG, HOANG VAN:
Pham, V.L. and Thang, H.V. 2003. *Report of the studied investigation* "Study the technological solution in using renewable energy to serve the production, process of agricultural, silvicultural, aquatic products and life". Branch theme: KC-07.04.04, appertaining national level theme KC-07.04, scientific technological ministry, Vietnam.
- /2/. EVN (Engl. Vietnam Electricity):
Statistik des Elektroenergieverbrauchs Bei: <http://www.evn.com.vn> (Febr. 2007).
- /3/. Statistisches Jahrbuch von Vietnam 2003:
Bei: www.gso.gov.vn (gso: General Statistics Office of Vietnam).
- /4/. TUNG, N. D.; STEINBRECHT, D.; BEU, J. and BACKHAUS, E.:
Experimental Study on Hemp Residues Combustion in a small Scale Stationary Fluidized Bed Combustor. *Agricultural Engineering International: the CIGR Ejournal*. Manuscript EE 08 006. Vol. X. August, 2008, S. 1-11.
- /5/. TUNG, N. D. and STEINBRECHT, D.:
Modeling a Combined Heat and Power Cogeneration System in Vietnam with a Fluidized Bed Combustor Burning Biomass. *Agricultural Engineering International: the CIGR Ejournal*. Manuscript EE 08 008. Vol. X. December, 2008, S. 1-22.
Bei: <http://www.cigrjournal.org/index.php/Ejournal/article/viewFile/1125/1040> (Dez. 2008).
- /6/. NGUYEN, QUANG KHAI:
Energetische Probleme und Entwicklung der Biomasse in Vietnam, Tagungsvortrag für die Entwicklung der Energieversorgung in Vietnam, 2005.
- /7/. TUNG, N. D.; STEINBRECHT, D. and VINCENT, T.:
Experimental Investigations of Extracted Rapeseed Combustion Emissions in a Small Scale Stationary Fluidized Bed Combustor, *Energies*, Vol. 2(1), February 2009, p 57-70
Bei: <http://www.mdpi.com/1996-1073/2/1/57>; <http://www.mdpi.com/journal/energies>
- /8/. STEINBRECHT, D.:
Wirbelschichtfeuerungen, Schwerpunkt stationäre Wirbelschichtfeuerungen. Abschnitt 2, Universität Rostock, Deutschland, 2008.
- /9/. DANG, DINH THONG und LE, DANH LIEN:
Grundlage für neue Energie und erneuerbare Energie. Technik und Wissenschaft Verlag, Hanoi 2006.

-
- /10/. <http://www.datviet.com/vietnam/overview/mapvietnam.html>
- /11/. Statistisches Jahrbuch von Vietnam 2006:
(gso: General Statistics Office of Vietnam), Bei: www.gso.gov.vn (Febr. 2007).
- /12/. PHAM, KHANH TOAN:
Quantitative Forschung und Möglichkeiten der Nutzung von Solarenergie, kleines Wasserkraftwerk und Biomasse. Zusammenfassung des Vortrags für Wissenschaft und Technik. Institut für Energie Hanoi -7/2005.
- /13/. Institute of Energy, Hanoi/Vietnam:
A case study on wood energy data collection and assessment and decentralized wood energy planning in Vietnam. Institute of Energy, Hanoi 2001.
- /14/. NOVA- Institut (Hrsg.):
Hanf in Deutschland - 1997, das zweite Jahr. Umsetzung und Perspektiven & Das Hanfproduktlinienprojekt (HPLP), Zusammenfassung und Ausblick, 2. Auflage, Nova-Institut, Hürth 11/1997.
- /15/. STEINBRECHT, D.:
Experimentelle Untersuchungen zur SWSF - Verbrennung von Reststoffen der Biodiesel-Produktion, Internationales Wirbelschicht - Treffen 2008, Göteborg - Wien - Hamburg - Rostock - München - Graz - Essen an der TU Graz, 1. -3. Mai 2008.
- /16/. STEINBRECHT, D.:
Energetische Nutzung von Abprodukten aus der Biodieselproduktion. Rostocker Bioenergieforum. Feste Bioenergieträger, Biokraftstoffe der heutigen Generation, gasförmige Bioenergieträger/Biogas an der Universität Rostock, Deutschland, 29. und 30. Oktober 2008.
- /17/. LAUNHARDT, T.:
Umweltrelevante Einflüsse bei der thermischen Nutzung fester Biomasse in Kleinanlagen, Dissertation, TU München-Weihenstephan, 2002.
- /18/. HARTMANN, H.; T., BÖHM; L., MAIER:
Naturbelassene biogene Festbrennstoffe, umweltrelevante Eigenschaften und Einflussmöglichkeiten. Hrsg.: Bayerisches Staatsministerium für Landesentwicklung und Umweltfragen. München: Selbstverlag, 2000.
- /19/. KALTSCHMITT, M.; HARTMANN, H. (Hrsg.):
Energie aus Biomasse- Grundlagen, Techniken und Verfahren, Heidelberg, Springer Verlag 2001.
- /20/. STEINBRECHT, D. et al.:
Analysenberichte am Lehrstuhl für Umwelttechnik, Universität Rostock, Deutschland , 2006.

- /21/. LANGE, F:
Online-Identifikation von Brennstoffen und ihren kalorischen Eigenschaften beim Betrieb einer stationären Wirbelschichtfeuerung, Dissertation, Universität Rostock, Deutschland, 2007.
- /22/. NGUYEN, VAN XUAN and PHAN, HIEU HIEN:
Research on the down-draft furnace. ACIAR Proceedings No 100 pp.508-510 (Eds: Johnson, G.I., L.V To, N.D. Duc, and M.C. Webb), 2000.
- /23/. PHAN, HIEU HIEN:
Drying research and extension at the Faculty of Agricultural engineering and technology, and the center for Agricultural energy and machinery of the Nong-Lam University Ho Chi Minh City, (A Sketch of 20-Year Evolution). Paper for presentation at the Seminar on “Agricultural Engineering and Agro-products Processing towards Mechanization and Modernization in Rural Areas” at Nong-Lam University, Ho Chi Minh City, 11-12 December 2003.
- /24/. PHAN, HIEU HIEN:
A Systematic approach to promote the dryer as a major measure of quality assurance for rice grain. ACIAR Proceedings No 100 pp.264-271 (Eds: Johnson, G.I., L.V To, N.D. Duc, and M.C. Webb), 2000.
- /25/. NGUYEN, HUNG TAM and PHAN, HIEU HIEN:
Use of the flat-bed dryer SHG-4 for Coffee Drying. ACIAR Proceedings No 100 pp.501-506 (Eds: Johnson, G.I., L.V To, N.D. Duc, and M.C. Webb), 2000.
- /26/. CHU, VAN THIEN; TRAN, VAN DUC; NGUYEN, HUNG:
Study, Design and manufacture of a model of combustor using agricultural residues based upon the fluidized-bed combustion technology.
- /27/. Zeitung „SAI GON GIAI PHONG“, 7:38:12: PM, Datum: 21.6.2006.
Bei: <http://www.sggp.org.vn/thongtincanuoc/2006/6/51629/> (April 2009).
- /28/. BIELFELDT, B. F.; TRUMPF, R.:
Konzeption und Realisierung einer Energiezentrale zur Wärmeversorgung eines Faserplattenwerks und zur Stromerzeugung aus Biomasse. Dezentrale Energiesysteme, Tagung Bochum, 13. und 14. März 2001/VDI-Gesellschaft Energietechnik. - Düsseldorf, VDI Verlag, 2001.
- /29/. SIEGLE, V.:
Biogene Brennstoffe in Aufbereitung und Verbrennung. Dissertation Universität Stuttgart. Shaker-Verlag, Aachen 2000.
- /30/. MARUTZKY, R.; SEEGER, K.:
Energie aus Holz und anderer Biomasse. DRW-Verlag, Leinfelden-Echterdingen 1999.

-
- /31/. MANDERBACH, M.:
New Wood Fired Boiler System at Finnforest Plywood Mill. WIN-Woodworking International 2/1999, S. 51.
- /32/. MAKKONEN, P.:
ZWS-Kessel von Foster Wheeler mit dem neuen INTREX-Überhitzer. VGB Kraftwerkstechnik 2/2000, S. 43-48.
- /33/. ZIMMER, H.; SCHOBESBERGER, P.; TSCHANUN, I.:
Betriebserfahrungen an einer Reststofffeuerungsanlage mit neuartigem Wirbelschichtverfahren. VGB-Tagung „Feuerungen 1994“.
- /34/. KUHN, R.:
Energietechnik, Vorlesungsskript, Universität Kassel, Deutschland, 1996.
- /35/. TA Luft. 2002. Erste Allgemeine Verwaltungsvorschrift zum Bundes-Immissionsschutzgesetz (*Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft*), Stand: 24.06.2002. Bei: (<http://www.bmu.de>) (Febr. 2008).
- /36/. STIEß, M.:
Mechanische Verfahrenstechnik 2. Springer-Verlag Berlin Heidelberg 1994.
- /37/. LIEBRICH, C.:
Grundlagen und Praktische Anleitung für experimentelle Untersuchungen an einem Kaltmodell einer Zirkulierenden Wirbelschicht. Bauhaus-Universität Weimar 2002.
- /38/. VDI-Ges. Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GVC) (Hrsg.):
VDI-Wärmeatlas: Berechnungsblätter für den Wärmeübergang, 6. Auflage Abschnitt Lf, Düsseldorf: VDI-Verlag, 1991.
- /39/. NGUYEN, SI MAO:
Theoretische Verbrennung und Verbrennungsanlage. Technik und Wissenschaft Verlag, Hanoi, Vietnam 2002.
- /40/. WIRTH, K.-E. Erlangen:
VDI-Wärmeatlas, Strömungszustände und Druckverlust in Wirbelschichten (Neunte, überarbeitete und erweiterte Auflage). Springer-Verlag Berlin Heidelberg 2002.
- /41/. NEESE, O.:
Erarbeitung eines Programms zur Auslegung und zur Berechnung des Betriebsverhaltens einer Wirbelschicht-Pilotanlage, Studienarbeit, Februar 2000.

- /42/. BUSCHSIEWEKE, F.:
Dampfwirbelschichttrocknung von Braunkohle, Dissertation, Universität Stuttgart, Deutschland, 2006.
- /43/. MARTIN, H.:
VDI-Wärmeatlas, Wärmeübertragung in Wirbelschichten (Neunte, überarbeitete und erweiterte Auflage). Springer-Verlag Berlin Heidelberg 2002.
- /44/. RICHARDSON, J. F. and W. F. ZAKI:
Sedimentation and Fluidization: Part I. Trans. Inst. Chem. Engrs. 32 (1954) S. 35/53.
- /45/. MOLERUS, O.:
Fluid-Feststoff-Strömungen. Berlin: Springer-Verlag, 1982.
- /46/. REH, L.:
Dissertation, Universität Karlsruhe (TH) 1961.
- /47/. HILLER, A.:
Beiträge zur energetischen Nutzung von Biomassen in ZWSF-Anlagen und Festbettvergasungsanlagen, Dissertation, Universität TU- Dresden, Deutschland, 2004.
- /48/. KREKEL, J. und G. SIEKMANN:
Die Rolle des Experiments in der Verfahrensentwicklung. Chem.-Ing.-Tech. 57(1985) Nr. 6, S. 511-519.
- /49/. GELDART, D.:
Types of Gas Fluidization. Powder Technol. 7 (1973) S. 285/292.
- /50/. MOLERUS, O.:
Interpretation of Geldart's Type A, B, C and D Powders by Taking Into Account Interparticle Cohesion Forces. Powder Technol. 33 (1982) S. 81/87.
- /51/. TOMAS, J.:
Mechanische Verfahrenstechnik-Partikeltechnologie Mischen, Skript zur Vorlesung, Universität Magdeburg, Deutschland, 2008.
- /52/. KLÖDEN, W.:
Strömungsprobleme der Mechanischen Verfahrenstechnik. Skript zur Lehrveranstaltung. Technische Universität Dresden 2005.
- /53/. JACKSON, R.:
Fluid Mechanical Theory. In: J. F. DAVIDSON und D. HARRISON (Hrsg.): Fluidization. 2. Aufl. London: Acad. Press 1971, S. 65.

- /54/. CLIFT, R., und J. R. GRACE:
Continuous Bubbling and Slugging. In: J. F. DAVIDSON, R. CLIFT und D. HARRISON (Hrsg.): Fluidization. 2. Aufl. London: Acad. Press 1985, S. 73/132.
- /55/. BOHNET, M.:
Mechanische Verfahrenstechnik. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim 2004.
- /56/. LEHMANN, H.:
Handbuch der Dampferzeugerpraxis, Grundlagen und Betrieb, 3. Auflage. Resch-Media Mail Verlag GmbH, 1994.
- /57/. TAVOULAREAS, E.-S.:
Fluidized-Bed Combustion Technology. 3089 Jennifer Wey, San Jose, California 95124.
- /58/. SCHILLING, H.-D.:
Die Wirbelschicht in der Feuerungstechnik - Stand und Aussichten. Chemie-Ing.-Technik 55 (1983) Nr. 3, S. 1985-1994.
- /59/. TUNG, N. D. und STEINBRECHT, D.:
Verbrennung von Rapsextraktionsschrot in einer kleinen, stationären Wirbelschichtfeuerung, Landtechnik, 64. Jahrgang. 2009, April, Heft 2, April 2009.
- /60/. BEU, J.:
Emissionsminderungskonzepte für eine stationäre Wirbelschichtfeuerung kleiner Leistung, Dissertation, Universität Rostock, Deutschland, 2009.
- /61/. REH, L.:
Verbrennung in der Wirbelschicht, Chemie-Ing.-Technik 40. Jahrg. 1968 / Heft 11, S. 509-515.
- /62/. OBERNBERGER, I.:
Stand und Entwicklung der Verbrennungstechnik; In: Thermische Biomassenutzung – Technik und Realisierung, VDI Bericht 1319, S. 47-80, VDI-Verlag, Düsseldorf, 1997
- /63/. FRANZ, J.:
Technische Verbrennung. Verbrennungstechnik, Verbrennungsmodellierung, Emissionen, Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, 2006.
- /64/. GNIELINSKI, V.:
Gleichungen zur Berechnung des Wärme- und Stoffaustausches in durchströmten ruhenden Kugelschüttungen bei mittleren und großen Péclet-Zahlen, Verfahrenstechnik 12 (1978) Nr. 6, S. 363/66.

- /65/. STEINBRECHT, D. et al.:
2,5-t/h- Dampferzeugeranlage für Rohbraunförderkohle mit Wirbelschichtfeuerung,
Energieanwendung, 36. Jg. Heft 4, Juli/August, Univ. Magdeburg, 1987, S. 122-124
- /66/. STEINBRECHT, D. und NEIDEL, W.:
Auslegung von Kleinkesseln mit Wirbelschichtfeuerung, Energietechnik , 40. Jg., Heft 5 Mai
1990, S. 186-188
- /67/. STEINBRECHT, D. et al.:
Energetische Nutzung von nachwachsenden Rohstoffen in dezentral modular aufgebauten
Wirbelschichtfeuerungsanlagen kleiner Leistung zur Wärmeerzeugung/Kraftwärmekopplung,
Erfolgskontrollbericht, Univ. Rostock, 2001
- /68/. STEINBRECHT, D. und SANKOL, B.:
Vorausberechnung des Teillastverhaltens eines Dampferzeugers mit Wirbelschichtfeuerung,
Energieanwendung 35 (1986), Heft 3, S. 94/95
- /69/. STEINBRECHT, D.; SANKOL, B.; NEIDEL, W. et al.:
Sicherheitstechnische Anforderungen an die Ausrüstung und den Betrieb von
Kleinkesselanlagen mit Wirbelschichtfeuerung, Energieanwendung 37 (1988), Heft 3, S.
91/94
- /70/. FERREIRA, J., T. NUSSBAUMER:
Modellierung von Verbrennungsprozessen, Übersicht über Methoden und Beurteilung
verschiedener Ansätze zur Anwendung bei Holzfeuerungen. Laboratorium für
Thermodynamik in neuen Technologien Eidgenössische Technische Hochschule Zürich.
Im Auftrag des Bundesamtes für Energiewirtschaft 1997.
- /71/. STEINBRECHT, D.:
Technische Verbrennung, Emissionen, Verfahrenstechnische Berechnungen mit
Verbrennungsabgasen, Abschnitt 1, Universität Rostock, Deutschland, 2008.
- /72/. DIN 51900:
Prüfung fester und flüssiger Brennstoffe, Bestimmung des Brennwertes mit dem Bomben-
Kalorimeter und Berechnung des Heizwertes, Teil 1, DIN 51900-1, April 2000.
- /73/. BERTSCH :
Elektronische Wasserdampf Daten, (Wasserdampffunktionen nach IAPWS-IF97.xla) und
Programm EXCEL-VISUALBASIC-MAKROS- Dampf tafel.
- /74/. LANGGEHEINECKE, K. (Hrsg.), P. JANY, E. SAPPER:
Thermodynamik für Ingenieure. Viewegs Fachbücher der Technik. Vieweg Verlag 2003.

- /75/. GELLER, W.:
Thermodynamik für Maschinenbauer, Grundlagen für die Praxis, 4. Auflage. Springer Verlag Berlin Heidelberg 2006.
- /76/. STRAUß, K.:
Kraftwerkstechnik zur Nutzung fossiler, regenerativer und nuklearer Energiequellen. Springer Verlag Berlin Heidelberg 1997.
- /77/. SCHNITZ, K. W., G. SCHAUMANN:
Kraft-Wärme-Kopplung. Springer Verlag Berlin Heidelberg 2005.
- /78/. KARL, J.:
Dezentrale Energiesysteme - Neue Technologien im liberalisierten Energiemarkt, München: Oldenburgverlag, 2004.
- /79/. <http://www.fao.org> (Febr. 2007)
- /80/. <http://www.cassava.ethz.ch/diverses/maniok/maniok03.htm> (Febr. 2007)
- /81/. KRISCHER, O. und K. KRÖLL:
Trocknungstechnik, Trockner und Trocknungsverfahren. Zweiter Band. Springer Verlag Berlin / Göttingen / Heidelberg 1959.
- /82/. NGUYEN, TUONG VAN; NGUYEN, VAN KHOE; PHAN, DUC CHIEN:
Technology and comprehensive equipment system for high quality cassava starch process, capacity 50-70 ton of product/day, Information on the Agricultural Engineering and Agroforestry Products Processing, Vietnamese Society of Agricultural Engineering (VSAGE) Nr. 7: 11-15.
- /83/. BORDE, I. and L. AVI:
Handbook of Industrial Drying (3rd), chapter 16. Pneumatic and flash drying, Taylor & Francis Group, LLC, 2006: 419-432.
- /84/. KRÖLL, K.:
Trocknungstechnik, Trockner und Trocknungsverfahren. Zweiter Band. Springer Verlag Berlin Heidelberg New York 1978.
- /85/. Phu, T. V. Berechnung und Entwurf von Trocknungsanlagen. Verlag Bildung Hanoi 2001.
- /86/. Programm *Graphworx* aus dem Softwarepaket *Genesis32* der Fa. *ICONICS*.
- /87/. GEVATTER & GRÜNHAUPT:
Mess- und Automatisierungstechnik in der Produktion, 2006.

Mitveröffentlichungen

1. In Vietnam

• *Forschungsberichte*

LONG, T; CHIEN, P.D; GIANG, P.T; TIEN, H.X; **TUNG, N.D:**

Forschungsentwicklung und Konstruktion/Aufbau eines Verarbeitungssystems von Frischobst zu Wein und Limonade, Forschungsbericht vom Institut für die Forschungsentwicklung der Landmaschinen zum 30. Geburtstag des Institutes, **2000**.

VAN, N.T; **TUNG, N.D.:**

Entwicklung der Technologie einer Pressmaschine für Fisch-Pelletfutter, Forschungsarbeit vom Ministerium für Wissenschaft, Technologie und Umwelt, Vietnam, **2002**.

TUNG, N.D:

Entwicklung eines indirekten Heizungsmodells zur Verbrennung von Kohle zum Trocknen landwirtschaftlicher Produkte, Forschungsarbeit von der Hochschule für Landwirtschaft Nr.-1, Hanoi, **2005**.

TRIEU, B.H.; TOAN, T. T; **TUNG, N. D.:**

Entwicklung und Konstruktion/Aufbau einer Solarenergietrocknungsanlage zur Trocknung von landwirtschaftlichen Kornprodukten, Forschungsarbeitprogramm vom Ministerium für Ausbildung und Weiterbildung Vietnam, Code B2004-32-74, **2006**.

• *Veröffentlichungen*

TRIEU, B. H.; **TUNG, N. D.:**

Simulation Model of Fuel Supply System and Process in Diesel Engine, Science and Technology Journal of Agriculture and Rural Development, Nr. 3. **2004**, p. 326-328.

TRIEU, B. H.; **TUNG, N. D.:**

Fuel Compressing and Leaking Process Through the gap Between Plunger and Cylinder of The High Pressure Pump in Diesel Engines, Science and Technology Journal of Agriculture and Rural Development, Nr. 7. **2004**, p. 966-968.

TRIEU, B. H.; **TUNG, N. D.:**

Adjustment of Frequency of Cutting Plate on Sugar-Cane Harvester Using Hydraulic Transmission, Science and Technology Journal of Agriculture and Rural Development, Nr. 3. **2005**.

TUNG, N. D.:

Experimental Study on Biomass Combustion in a small Scale Stationary Fluidized Bed Combustor (SFBC-400), The University of Danang Journal of Science and Technology, Vol. VI (29). **2008**, p. 33-40.

2. Im Ausland

STEINBRECHT, D.; WOLFF, H.-J.; MATZMOHR, R.; BACKHAUS, E.; BEU, J.; **TUNG, N.D.:**

Einsatz von nachwachsenden Roh- und Reststoffen mit kritischen Brennstoffeigenschaften in der Stationären Wirbelschichtfeuerung, Posterbeitrag, VDI-Thermodynamik-Kolloquium, Universität Rostock, **2007**.

TUNG, N. D.; STEINBRECHT, D.; BEU, J.; BACKHAUS, E.:

Experimental Study on Hemp Residues Combustion in a small Scale Stationary Fluidized Bed Combustor, Agricultural Engineering International (CIRG), Manuscript EE 08 006. Vol. X. August, **2008**, S. 1-11.

TUNG, N. D.; STEINBRECHT, D.:

Modeling a Combined Heat and Power Cogeneration System in Vietnam with a Fluidized Bed Combustor Burning Biomass. Agricultural Engineering International: the CIGR Ejournal. Manuscript EE 08 008. Vol. X. December, **2008**, S. 1-22.

TUNG, N. D.; STEINBRECHT, D.; VINCENT, T.:

Experimental Investigations of Extracted Rapeseed Combustion Emissions in a Small Scale Stationary Fluidized Bed Combustor, *Energies*, Vol. 2(1), February **2009**, p. 57-70.

TUNG, N. D.; STEINBRECHT, D.:

Verbrennung von Rapsextraktionsschrot in einer kleinen, stationären Wirbelschichtfeuerung. Landtechnik, 64. Jahrgang. **2009**, Heft 2, April 2009.

TUNG, N. D.:

The Present State, Potential and Future of Electrical Power Generation from Biomass Residues in Vietnam. Agricultural Engineering International: the CIGR EJournal. Invited Overview No. 1111-1141 Vol. XI. April, **2009**, akzeptiert.

Die vorliegende Arbeit „Theoretische und experimentelle Untersuchungen zur energetischen Nutzung landwirtschaftlicher Abfälle aus Vietnam“ wurde von mir selbständig angefertigt. Die verwendeten Quellen habe ich vollständig angegeben; Zitate sind kenntlich hervorgehoben.

Nguyen Dinh Tung

Lebenslauf

persönliche Daten

Name: Nguyen Dinh Tung
Geburtsdatum: 29.07.1974
Geburtsort: Ha Tay, Vietnam
Familienstand: verheiratet, 1 Kind
Nationalität: Vietnamesische

Schulbildung

1981- 1986: Grundschule, Yen Noi-Dong Quang-Quoc Oai-Ha Tay
1986- 1990: Mittelschule, Yen Noi-Dong Quang-Quoc Oai-Ha Tay
1990- 1993: Oberschule, Quoc Oai-Ha Tay

Studium

1993- 1998: Landtechnik, Fachrichtung Landmaschinentechnik an der Hochschule für Landwirtschaft-Nr.1, Hanoi
Diplom-Zeugnis vom 28.09.1998
2001- 2003: Landtechnik, Fachrichtung Landmaschinentechnik an der Hochschule für Landwirtschaft-Nr.1, Hanoi
Master-Zeugnis vom 02.08.2004

Berufstätigkeit

1998- 2002: Wissenschaftlicher Mitarbeiter am Institut für Forschung und Entwicklung der Landmaschinen, Hanoi
2002- 2006: Wissenschaftlicher Angestellter im Fachgebiet Landmaschinentechnik der Hochschule für Landwirtschaft-Nr.1, Hanoi
2006- 2009: Doktorand am Lehrstuhl für Umwelttechnik der Fakultät für Maschinenbau und Schiffstechnik der Universität Rostock bei Prof. Dr.-Ing. habil. Dieter Steinbrecht.